



KERNFORSCHUNGSANLAGE JÜLICH GmbH

Institut für Reaktorentwicklung

**Wasserdampf-Kohle-Vergasung in einer
druckaufgeladenen zirkulierenden
Wirbelschicht**

von

Kurt Friedrich Joachim Werner

Jül - 2312
September 1989
ISSN 0366-0885

Wasserdampf-Kohle-Vergasung in einer druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschicht

von

Kurt Friedrich Joachim Werner

Steam Gasification of Coal Using a Pressurized Circulating Fluidized Bed

by

K. F. J. Werner

Abstract

Subject of this investigation is the process engineering of a coal gasification using nuclear heat. A special aspect is the efficiency.

To this purpose a new method for calculating the kinetics of hard coal steam gasification in a fluidized bed is presented. It is used for evaluations of gasification kinetics in a large-scale process on the basis of laboratory-scale experiments. The method is verified by experimental data from a large-scale gasifier.

The investment costs and the operating costs of the designed process are estimated.

Wasserdampf-Kohle-Vergasung in einer druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschicht

von

K. F. J. Werner

Kurzfassung

Gegenstand dieser Arbeit ist die verfahrenstechnische Auslegung einer nuklear beheizten Kohlevergasungsanlage unter besonderer Berücksichtigung des Wärmehaushaltes.

Dazu wird ein neues Berechnungsverfahren für die Kinetik der Wasserdampf-Vergasung von Steinkohle in Wirbelschichten vorgestellt. Mit diesem Berechnungsverfahren ist es möglich, anhand von Laborexperimenten zur Kinetik Aussagen über die Vergasungskinetik einer Großanlage zu machen. Das Berechnungsverfahren wird durch experimentelle Daten aus einer Großversuchsanlage überprüft.

Die Investitionskosten und die Betriebskosten der ausgelegten Anlage werden abgeschätzt.

Vorwort

Diese Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als Doktorand der Kernforschungsanlage Jülich GmbH am Institut für Reaktorentwicklung im Rahmen der Arbeitsgruppe nukleare Prozeßwärme und während eines Forschungsaufenthaltes am Argonne National Laboratory, Chemical Technology Division, Advanced Combustion and Coal Cleanup Group, Argonne, Illinois, USA.

An dieser Stelle sei allen herzlich gedankt, die zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben:

Herrn Professor Dr. R. Schulten für die interessante Aufgabenstellung und die wissenschaftliche Betreuung sowie die Unterstützung bei dem Vorhaben, experimentelle Erfahrungen in Amerika zu sammeln,

Herrn Professor H. Barnert für die Motivation zur Bearbeitung dieses vielfältigen Themas, die Übernahme des Korreferates und seine die ganze Arbeit begleitende Diskussionsbereitschaft und die zahlreichen Hinweise, die wesentlich zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben,

Herrn Dr. J. Singh für die vielen kritischen Anmerkungen,

den Herren Dr. H.-J. Mühlen und Dr. H. Kubiak von der Bergbau-Forschung in Essen für die fortwährende Unterstützung und die interessanten Diskussionen bei allen Fragen, die das Verhalten von Kohle betrafen,

bei den Herren Dr. S. Lee und Dr. E. Carls für die Möglichkeit, an ihren Experimenten mit der druckaufgeladenen Wirbelschichtanlage des Argonne National Laboratory teilzunehmen,

von den Studienarbeitern ganz besonders Herrn T. Wacker für die sorgfältigen Programmierarbeiten zu den Energie- und Stoffbilanzen,

Frau A. Kuhr und Herrn H. Hohn für die durchgeführten Berechnungen und die Hilfe bei der graphischen Gestaltung der Arbeit.

Der Kernforschungsanlage Jülich bin ich dankbar für die Ermöglichung der Fertigstellung dieser Arbeit. Der American Nuclear Society danke ich für das Stipendium zum Forschungsaufenthalt in den USA.

Jülich, im Juni 1989

Joachim Werner

Inhaltsverzeichnis

1.0 Einführung und Motivation	1
2.0 Stand der Technik	3
2.1 Autotherme Verfahren zur Kohlevergasung	3
2.2 Allotherme Verfahren zur Kohlevergasung	8
2.3 Hochtemperaturreaktoren (HTR)	10
2.4 Wirbelschichtverfahren	15
2.5 Zusammenfassung zum Stand der Technik	17
3.0 Grundlagen und Simulationsmodell	19
3.1 Beschreibung von Wirbelschichten	19
3.1.1 Zustandsdiagramme von Wirbelschichten	23
3.1.2 Wärmeübergang Heizfläche - Wirbelschicht	28
3.2 Modellannahmen	31
3.3 Chemische Reaktionen und Kinetik der Kohleumsetzung	33
3.3.1 Chemische Reaktionen	33
3.3.2 Kinetik	35
3.4 Bilanzgleichungen	43
3.4.1 Bilanz für die Kohleteilchen	43
3.4.2 Bilanz für den Wasserdampf	44
3.4.3 Energiebilanz	48
3.5 Numerischer Lösungsweg mit einer Monte-Carlo-Methode	50
3.6 Verifikation des vorgeschlagenen Modells	52
4.0 Randbedingungen für eine Wasserdampf-Kohle-Vergasung (WKV)	57
4.1 HTR und Heliumkreislauf	57
4.2 Gas/Feststoff-System	58
4.3 Kinetik	59
4.4 Werkstoffe	60
5.0 Auslegung einer WKV mit einer zirkulierenden Wirbelschicht	63
5.1 Fließbild der Vergasungsanlage	63
5.1.1 Stofflaufplan	65
5.2 Kohlevergasung	66
5.2.1 Kohlezufuhr	69
5.2.2 Pyrolyseapparat	70
5.2.3 Feststoffaufheizer	72
5.2.4 Hauptvergaser	76
5.2.5 Nachvergaser 1 und 2 mit Aschekühlung	81
5.3 Dampferzeugung	86
5.4 Prozeßwärmereaktor und Heliumkreislauf	87
5.5 Einbindung in ein Gesamtsystem zur Kohleveredelung	88
6.0 Vergleich mit anderen Kohlevergasungsverfahren	93
6.1 Technischer Vergleich	93
6.2 Kostenvergleich	94
6.2.1 Investitionskosten	95
6.2.2 Produktkosten	99

7.0	Zusammenfassung	101
8.0	Verzeichnis der verwendeten Symbole	103
9.0	Stoffwerte	109
10.0	Verzeichnis der Abbildungen	111
11.0	Verzeichnis der Tabellen	113
12.0	Literaturverzeichnis	115

1.0 Einführung und Motivation

Schon lange vor der Energiekrise der siebziger Jahre gab es Überlegungen, Steinkohle und Braunkohle mit Hilfe von nuklearer Wärme zu veredeln. Dies führte Anfang des Jahres 1970 zu einem Zusammenarbeitsvertrag zwischen der Kernforschungsanlage Jülich, den Rheinischen Braunkohlenwerken und der Bergbau-Forschung mit dem Ziel, Möglichkeiten und Anlagen für solche Prozesse zu entwickeln, /71-3/.

Dabei waren die Rheinischen Braunkohlenwerke mit der Entwicklung der hydrierenden Vergasung von Braunkohle und die Bergbau-Forschung in Essen mit der Entwicklung der Wasserdampf-Kohle-Vergasung (WKV) von Steinkohle befaßt. Im Rahmen dieser Arbeit soll nur die Wasserdampf-Kohle-Vergasung betrachtet werden.

Es wurde das Konzept einer Prototypanlage-Nukleare-Prozeßwärme PNP entwickelt und durch vielfältige Labor- und Großversuche sowie detaillierte Konzeptstudien ergänzt. Eine Zusammenfassung hierzu ist in /84-7/ und /88-4/ gegeben.

Einige besonders herausragende Punkte aus dieser Entwicklung sind der Betrieb einer halbtechnischen Versuchsanlage, in der sehr umfangreiche Vergasungsversuche durchgeführt wurden, die Entwicklung eines Modellierungskonzepts für die Vergasung in einer Wirbelbettrinne, Untersuchungen zum kinetischen Modell der unkatalysierten und der Kalium-katalysierten WKV, Ertüchtigung eines Wärmetauscher-Werkstoffes sowie die Konzeption eines liegenden Gasgenerators.

Ursprüngliche Konzepte zur nuklearen Prozeßwärme gingen von Heliumtemperaturen bis zu 1100 °C aus /73-1/73-3/. Diese Temperatur wurde aber im Laufe der folgenden Jahre nach unten revidiert, da der Zeitplan zur Erstellung eines großtechnischen Gasgenerators verhältnismäßig eng gesteckt war. Es wurde 1969 ein Differentialreaktor in Betrieb genommen, 1973 folgte eine kleintechnische Anlage und 1975 eine halbtechnische Anlage. Für 1979 war die Errichtung einer Pilotanlage und für 1985 die Errichtung einer großtechnischen Prototypanlage geplant. Da aber die zu diesem Zeitpunkt zur Verfügung stehenden Werkstoffe nicht für Temperaturen über 950 °C ertüchtigt waren, wurde für den Bau einer Prototypanlage mit einem Helium-Zwischenkreislauf und Heliumtemperaturen von 900 °C für die Vergasung gerechnet. Dies führte wegen der exponentiellen Abhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit von der Temperatur zu Auslegungen, bei denen die Kohlevergasung nur mit einem weiteren Produktionsprozeß gekoppelt auftreten kann.

Es entstand ein Konzept, eine Anlage zu entwickeln, die Kohle vergast und Strom erzeugt und die diese beiden Produkte gekoppelt abgibt. Dieses Konzept führte aber zu nicht optimalen wirtschaftlichen Ergebnissen, weil eine Anlage, die zur reinen Stromerzeugung erstellt ist, Strom zu deutlich niedrigeren Kosten erzeugen und wegen der höheren Verfügbarkeit mit höheren Erlösen verkaufen kann. Das Entwicklungsziel für eine Kohlevergasungsanlage muß also die Umsetzung von Kohle als ausschließliches Produktionsziel haben. Dafür ist eine optimale Anpassung von chemischer und nuklearer Anlage erforderlich. Insbesondere ist zur Ausnutzung der nuklearen Energie ein geeignetes Temperaturfenster mit sowohl hoher Heißgas- als auch hoher Kaltgastemperatur zu wählen. /86-16/

Im Rahmen dieser Arbeit wurde daher ein Vorschlag für eine Anlage zur nuklearen Wasserdampf-Kohle-Vergasung erstellt,

die ohne das Nebenprodukt Strom auskommt, wodurch die gesamte nukleare Energie für den Vergasungsprozeß zur Verfügung steht,

eine gute wärmetechnische Verschaltung des chemischen Prozesses hat,

bei der der Wärmeträger Helium und der Vergasungsrohstoff Kohle im Gegenstrom geführt werden, wodurch sich ein geringerer Exergieverlust ergibt und es zu höheren Reaktionsgeschwindigkeiten und damit einem geringeren Wasserdampfverbrauch kommt,

die einzelnen Komponenten dem Stand der Technik entsprechen.

Zur Durchführung dieser Arbeiten mußte ein neues Kohlevergasungskonzept und eine neuartige Berechnungsmethode für die Kinetik des Kohleumsatzes in einer solchen Anlage erstellt werden.

2.0 Stand der Technik

2.1 Autotherme Verfahren zur Kohlevergasung

Autotherme Kohlevergasungsverfahren werden seit Beginn der industriellen Revolution vor etwa 150 Jahren eingesetzt.

Autothermen Vergasung von Kohle ist durch eine Wärmeerzeugung innerhalb des Vergasers gegeben. Dazu muß ein Teil der Kohle mit Sauerstoff verbrannt werden. Ein Schema ist in Abb. 1 gezeigt. Dieses Prinzip wurde auch in jüngster Zeit vielfach in großtechnischen Anlagen verwirklicht.

Einen Sonderfall der autothermen Vergasung stellt die Wasserstoffvergasung dar. Hierbei muß im Vergaser zwar keine Kohle verbrannt werden, da die Reaktion von Wasserstoff und Kohle exotherm verläuft. Allerdings muß der notwendige Wasserstoff vorher unter Energieaufwendung außerhalb des Vergasers erzeugt werden. Ein Schema ist ebenfalls in Abb. 1 gezeigt.

Die Wasserstoffvergasung ist bisher nur in Pilotanlagen entwickelt.

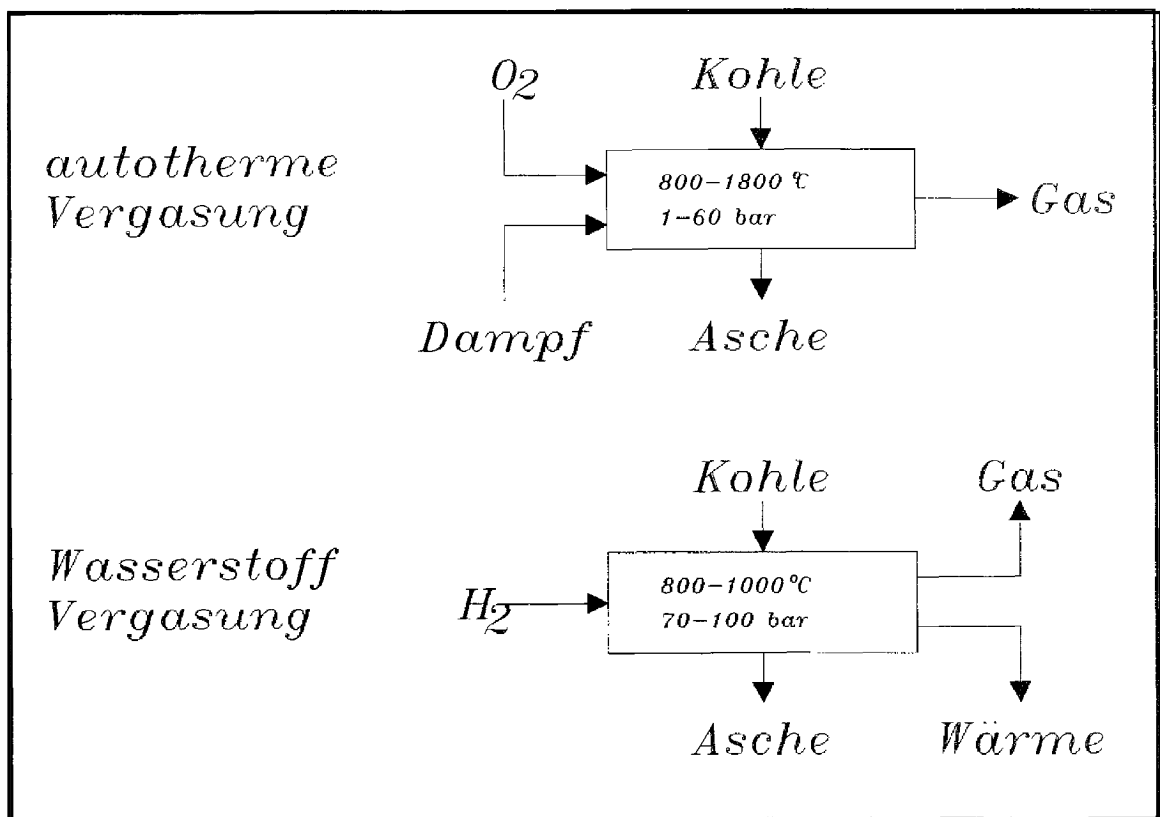


Abb. 1. Autotherme Vergasung und Wasserstoffvergasung

In der Vergangenheit sind verschiedene Wege der Vergasung begangen und verschiedene Typen von autothermen Vergasern entwickelt worden. Diese Wege lassen sich in drei Gruppen unterteilen:

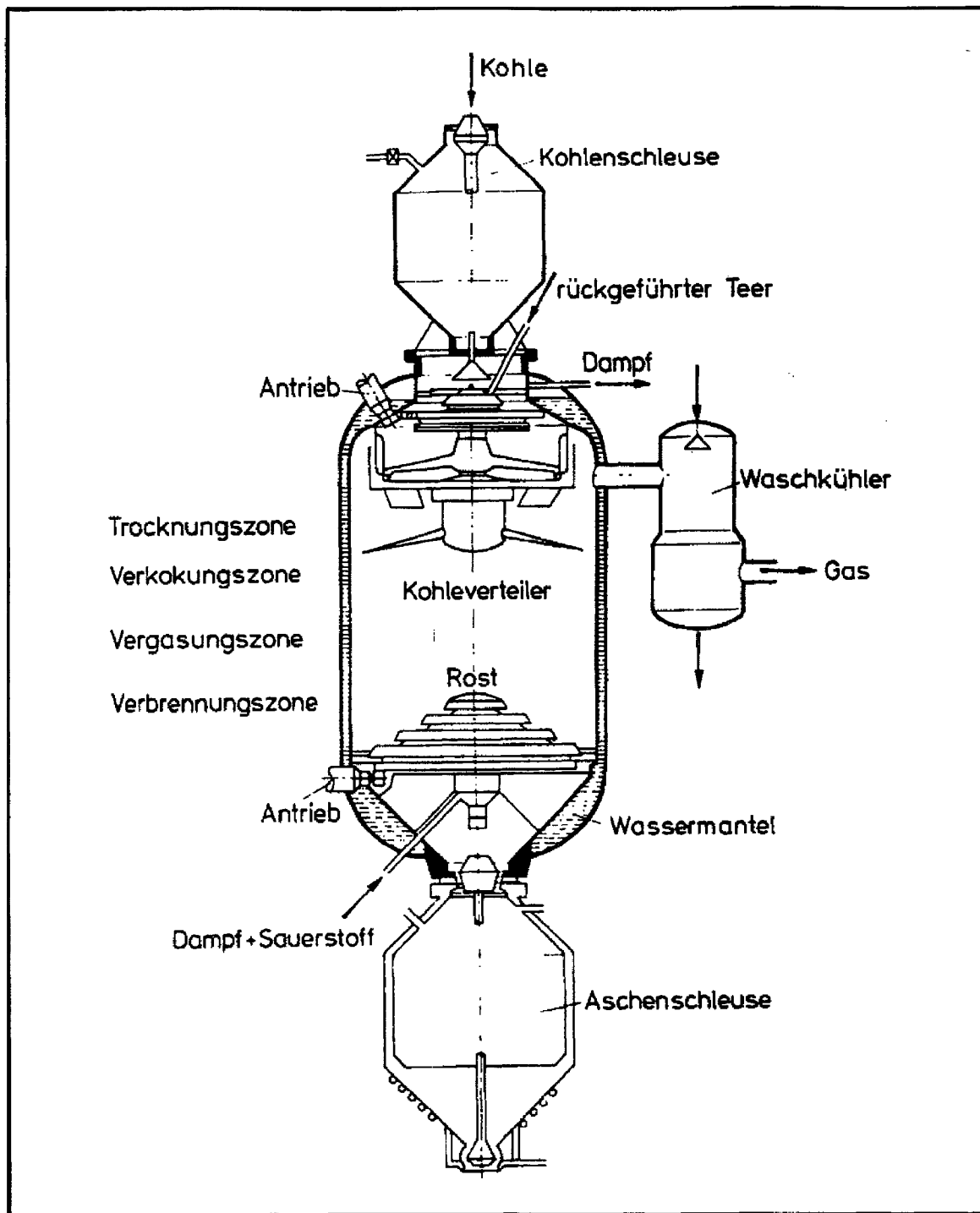


Abb. 2. Lurgi Festbettvergaser: nach /86-13/

1. Festbettvergasung
2. Wirbelschichtvergasung
3. Flugstaubvergasung
4. Wasserdampf-Kohle-Vergasung

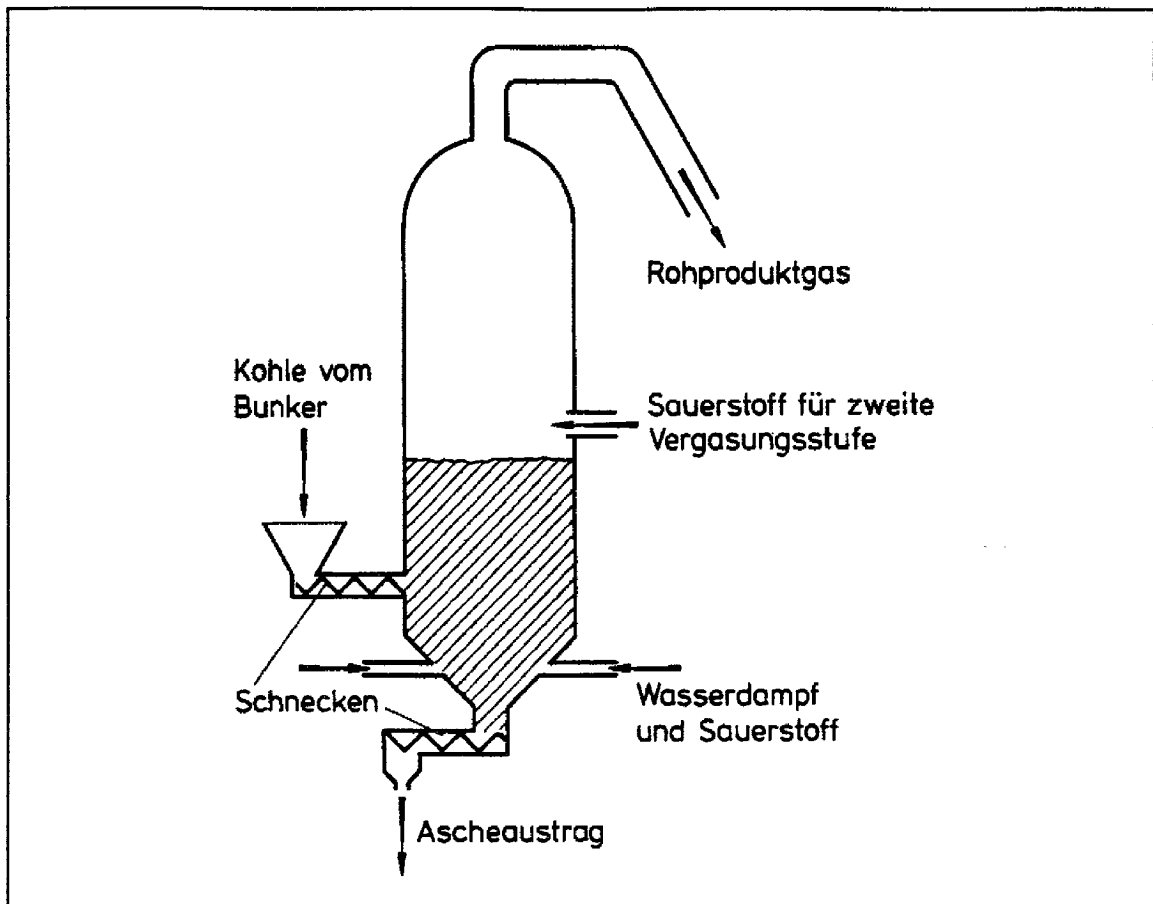


Abb. 3. Schematik des Winklergenerators: nach /86-13/

Festbettvergasung

Bei der Vergasung im Festbett handelt es sich im allgemeinen um Verfahren, die nach dem Gegenstromprinzip arbeiten. Das heute am häufigsten verwendete Verfahren dieser Art ist die Lurgi-Druckvergasung, Abb. 2. Stückige Kohle wird oben in den Vergaser eingeschleust und über eine Verteilereinrichtung gleichmäßig auf das Festbett verteilt. Die Kohle wandert im Gegenstrom zum Gas von oben nach unten. Dabei durchläuft sie verschiedene Temperaturstufen und damit Reaktionsstufen. Die höchste Temperatur tritt in der Verbrennungszone dicht oberhalb des Rostes auf. Die Temperatur muß aber unterhalb des Ascheschmelzpunktes bleiben. Beim Aufsteigen durch das Kohlebett kühlt sich das Gas je nach Fahrweise bis auf Temperaturen zwischen 300 °C und 650 °C ab. Es wird anschließend in einem Waschkühler vom Staub und kondensierbaren Kohlenwasserstoffen befreit. Es wurden Anlagen gebaut, bei denen die Leistung bis zu 75 t pro Vergaser und Stunde beträgt.

Die Lurgi-Kohledruckvergasung ist besonders geeignet für die Vergasung stückiger, reaktiver nicht allzu backender Kohlen. Wegen des hohen Methan-Gehaltes im Rohgas ist sie besonders für die Herstellung von Brenngasen geeignet./82-2/

Wirbelschichtvergasung

Bei der Winkler-Wirbelschichtvergasung nach Abb. 3 wird Kohle mit einer Körnung zwischen 0 und 6 mm bei atmosphärischem Druck in einer Wirbelschicht mit Sauerstoff

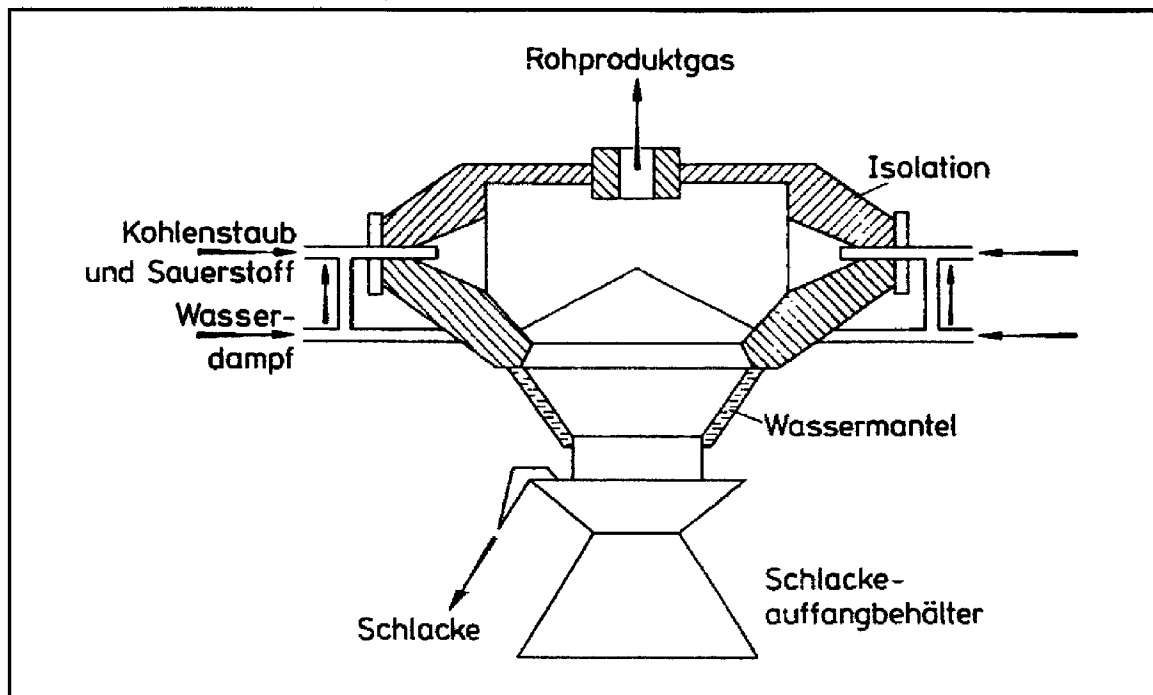


Abb. 4. Flugstromvergaser nach Koppers-Totzek: nach /86-13/

und Dampf unterhalb des Ascheerweichungspunkts vergast. Weltweit wurde eine Vielzahl von Vergasern gebaut und betrieben. Die Winkler-Vergasung zeichnet sich durch einfache Kohlevorbehandlung, niedrigen Sauerstoffverbrauch und gutes Betriebsverhalten über weite Leistungsbereiche aus.

Als Einsatzstoffe eignen sich wenig backende, reaktive Kohlenstoffträger wie Braunkohle, schwach backende Steinkohle, Holz und Biomasse. Die erzeugten Produktgase können als Brenngas, Synthesegas, zur Wasserstoffherstellung und zur Direktreduktion von Eisenerzen eingesetzt werden. /82-2/

Flugstromvergasung

Bei der Koppers-Totzek Kohlevergasung nach Abb. 4 wird die zu vergasende Kohle zuerst in einer Mahltrocknung fein aufgemahlen und getrocknet. Über sich gegenüberliegende Schneckenorgane wird der Kohlenstaub dem Vergaser zugeführt, in denen er durch die Vergasungsmittel Sauerstoff und Wasserdampf eingetragen wird. Hier findet die Vergasung in einer Flugstaubwolke bei Temperaturen bis zu 2000 °C statt. Dabei schmilzt die Asche. Der größte Teil der Asche agglomeriert und wird unten aus dem Vergaser abgezogen. Ein kleinerer Aschestrom verbleibt im Rohgasstrom und wird später ausgewaschen. In einem Koppers-Totzek Vergaser können praktisch alle fein aufgemahlenen Kohlen eingesetzt werden. Das Verfahren wurde bisher für die Ammoniaksynthese, die Methanolsynthese, die Wasserstofferzeugung und zur Brenngasherstellung großtechnisch eingesetzt. /82-2/

In den Jahren nach der Energiekrise der siebziger Jahre wurden eine Reihe neuer Verfahren und Verbesserungen bestehender Kohlevergasungsverfahren vorgeschlagen. Eine

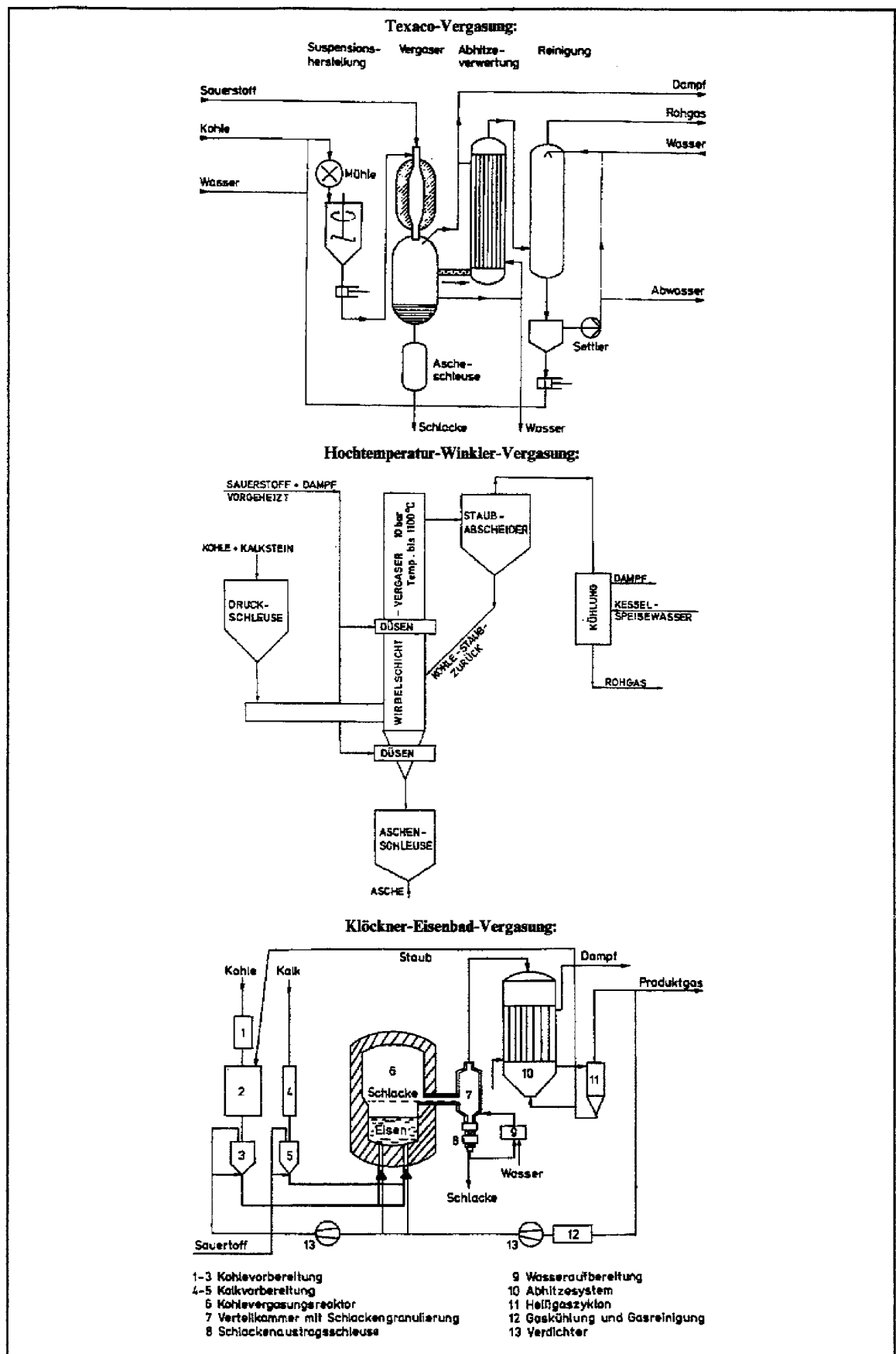


Abb. 5. Drei neuentwickelte autotherme Kohlevergasungsverfahren: nach /86-13/

gute Übersicht dazu geben Teggers und Jüntgen in /82-2/. Einige wichtige dieser neuen Vorschläge, die auch schon in großem Maßstab untersucht worden sind, zeigt Abb. 5. Ganz oben ist eine Weiterentwicklung der Flugstromvergasung, die Texaco Kohlevergasung zu sehen. Darunter ist die Hochtemperatur-Winkler Vergasung (HTW) gezeigt, und unten ist das Klöckner Verfahren zu sehen, das mit flüssigem Eisen als Reaktions-träger arbeitet.

Texaco Vergasung

Bei der Texaco Vergasung wird die Kohle naß gemahlen und als wässriger Brei dem Vergaser von oben zugeführt und bei Drucken bis zu 80 bar und Temperaturen bis zu 1400 °C in einer Flugstaubwolke vergast. Die flüssige Schlacke wird durch Einspritzen von Wasser gekühlt und nach unten abgezogen. Das Texaco Verfahren kann praktisch alle subbituminösen Kohlen und Steinkohlen zu Brenngasen und Synthesegasen umsetzen. /82-2/

Hochtemperatur-Winkler Verfahren

Das Hochtemperatur-Winkler Verfahren ist ein Winkler Verfahren, bei dem die Temperatur angehoben wurde und das unter Druck betrieben wird. Dadurch kann die spezifische Vergaserleistung erhöht werden. Zur Erhöhung des Kohleumsatzes wird der mit dem Rohgas ausgetragene Staub zurückgeführt.:

Eisenbadvergasung

Das Klöckner Verfahren ist ein neues Kohlevergasungsverfahren, das sich zur Zeit im Pilotmaßstab befindet. Das Prinzip des Verfahrens besteht darin, die autotherme Vergasung in einem Eisenbad bei 1400 °C - 1500 °C und etwa 3 bar Druck auszuführen, wobei erstaunlich reines, insbesondere schwefelarmes Gas anfällt. Der Vergaser besteht aus einem feuerfest ausgemauerten Apparat, in dem sich das flüssige Eisen befindet. In dieses werden durch Düsen fein zerkleinerte Kohle und Kalk mit dem Fördergas N_2 eingeblasen. Gleichzeitig werden Sauerstoff und Wasserdampf, und wenn nötig Luft oder CO_2 , zugegeben. Der Prozeß beruht auf der Auflösung des Kohlenstoffs im flüssigen Eisen und seiner anschließenden Reaktion mit Wasserdampf und Sauerstoff.

Ein Vorteil gegenüber anderen Verfahren ist die Möglichkeit, alle Kohlesorten, unabhängig von ihren Eigenschaften wie Backfähigkeit, Gehalt an flüchtigen Bestandteilen, Asche und Schwefelgehalt usw., einsetzen zu können /82-2/.

2.2 Allotherme Verfahren zur Kohlevergasung

Bei der allothermen Kohlevergasung wird die nötige Reaktionswärme dem Prozeß von außen zugeführt. Ein Schema ist in Abb. 6 auf Seite 9 gezeigt.

Großanlagen mit Wärmeträgern oder außenbeheizten Apparaten wurden während des 2. Weltkrieges zur Erzeugung von Synthesegas aus Braunkohle für die Fischer-Tropsch Synthese in größerer Zahl betrieben. Die besten Ergebnisse wurden dabei wohl mit dem "Pintsch-Hillebrand-Generator" in Wesseling und dem "Gasumwälzverfahren nach Koppers", das bis in die siebziger Jahre beim VEB-Werk Schwarzheide in Betrieb war, erzielt. /74-2/

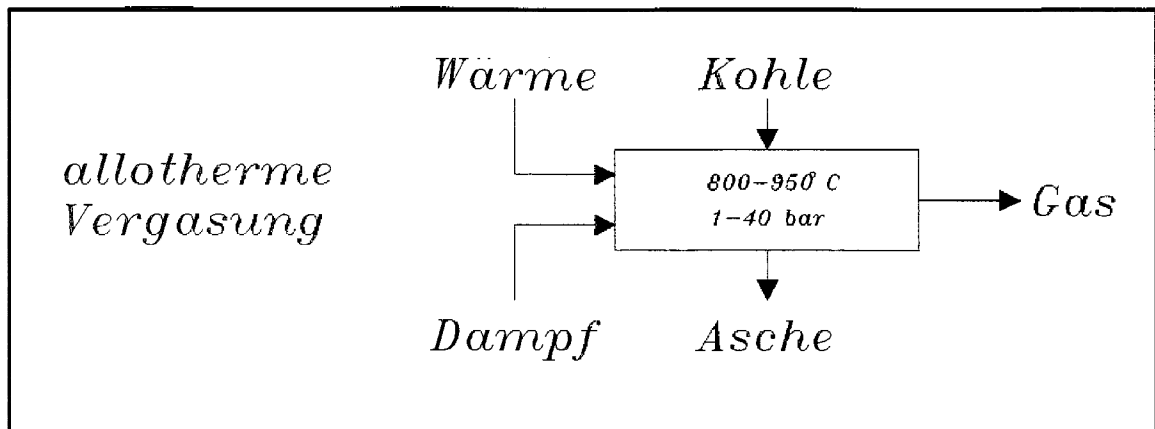


Abb. 6. Prinzip einer allothermen Kohlevergasung

Die Möglichkeit einer Beheizung der Vergasung mit heißem Helium, das in einem geschlossenen Kreislauf durch einen Kernreaktor erwärmt wird, bietet gegenüber den bereits verwirklichten allothermen Vergasungsverfahren die Möglichkeit, einen großen Teil der begrenzten fossilen Brennstoffe einzusparen. Dieses Verfahren wurde bisher nur in Versuchsanlagen mit einer Vergasungsleistung von bis zu 200 kg/h untersucht. Für den Bau einer technischen Versuchsanlage wurden zwei unterschiedliche Vergasungsapparate entwickelt, der stehende und der liegende Gasgenerator. In Abb. 7 ist eine Konstruk-

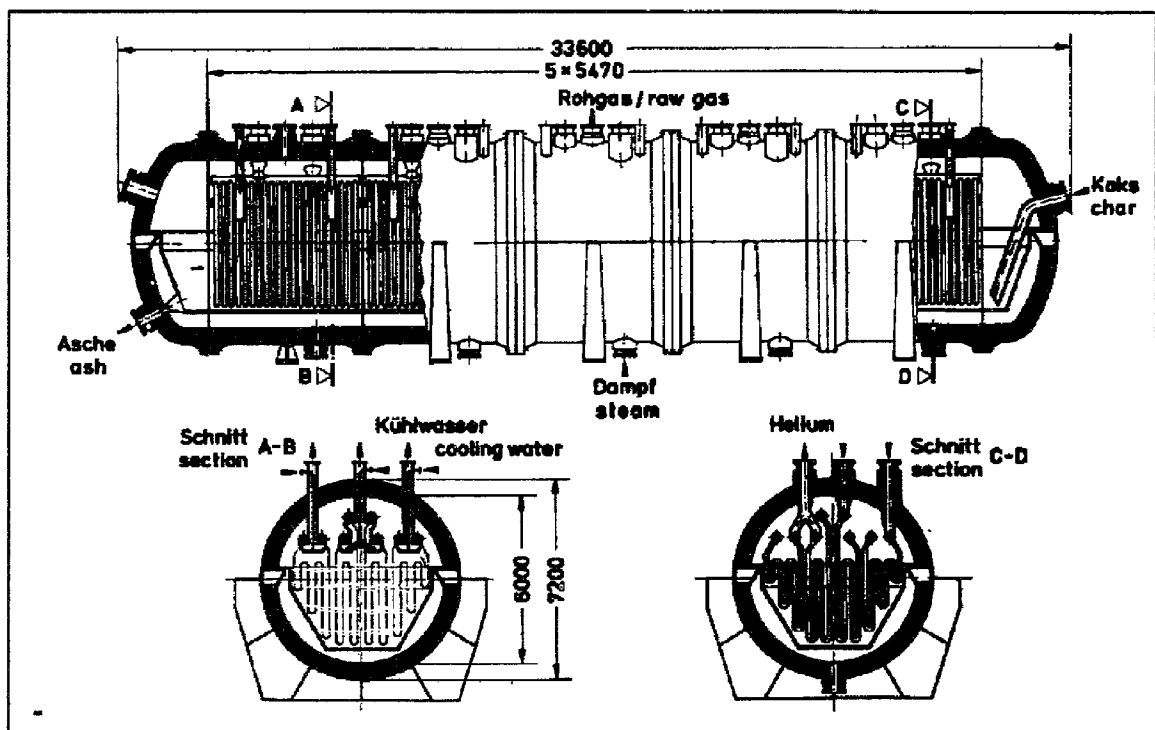


Abb. 7. Liegender Gasgenerator: Der Apparat ist modular aufgebaut. Er besteht aus fünf gleichartigen Modulen und zwei Endstücken. Er enthält ein langgestrecktes Wirbelbett in dem der Feststoff von rechts nach links strömt. Gas und Dampf durchströmen den Apparat von unten nach oben. /81-3/88-4/

tionszeichnung des von der Bergbau-Forschung entwickelten liegenden Gasgenerators zu sehen.

Bei diesem Apparat handelt es sich um einen etwa 33 m langen, liegenden Druckbehälter mit 7.2 m Durchmesser. Die Kohle durchströmt den Apparat in einer langgestreckten Wirbelrinne in Längsrichtung, während das Gas und der Wasserdampf den Apparat von unten nach oben durchströmen. Das Verfahren ist für einen Vergasungsdruck von 40 bar ausgelegt. Der größte Vorteil des liegenden Gasgenerators ist das exzellente Feststoff-Verweilzeitverhalten, das durch die fast kolbenförmige Durchströmung des Apparates hervorgerufen wird. Ein großer Nachteil dieses Konzepts ist der große Exergieverlust bei der Wärmeübertragung, der durch die einheitlich niedrige Vergasungstemperatur hervorgerufen wird. Ein weiterer

Nachteil ist der große Dampfverbrauch, der unter anderem aus der niedrigen Wirbelschichthöhe und der niedrigen Reaktionstemperatur resultiert.

Um eine bessere wärmetechnische Auslegung eines Vergasungsapparates erreichen zu können, wurde aufbauend auf den Untersuchungen zum liegenden Gasgenerator das Konzept eines stehenden Gasgenerators entwickelt. Bei diesem befinden sich zwei Wirbelschichten übereinander in einem bis zu 21 m hohen Druckbehälter mit 7.2 m Durchmesser. Eine Konstruktionsskizze dieses Apparates zeigt Abb. 8 auf Seite 11. Ein Vorteil dieses Konzepts ist die auf zwei Temperaturstufen verteilte Wärmeübertragung vom Helium an die reagierende Kohle, wodurch zum einen der Exergieverlust gering gehalten wird, und zum anderen der Anteil der Heliumwärme, der in den eigentlichen Vergasungsprozeß eingekoppelt werden kann, erhöht wird. Ein Nachteil dieses Konzepts ist die Hintereinanderschaltung von zwei Wirbelschichten in ein und demselben Apparat, sowie insbesondere die Anreicherung von reaktionshemmenden Produktgasen mit zunehmender Höhe.

Die Untersuchungen zu diesem Generator haben zu einem Vorschlag geführt, den in Jülich bestehenden AVR-Hochtemperaturreaktor in eine nukleare Prozeßwärmanlage umzubauen /87-8/.

In jüngster Zeit wurde aus dem Konzept des liegenden Gasgenerators, der für die Kohlevergasung mit Kernreaktorwärme entwickelt worden war, ein Vorschlag entwickelt, diesen Gasgenerator für ein Gas und Dampf erzeugendes, kohlegefeuertes Kraftwerk einzusetzen. Bei diesem Verfahren wird der Gaserzeuger nicht durch Helium aus einem Hochtemperaturkernreaktor, sondern mit Rauchgas beheizt werden. Es ist geplant, eine Demonstrationsanlage eines solchen Prozesses im Bypass zu einem bestehenden Kraftwerk zu errichten. /88-2/

2.3 Hochtemperaturreaktoren (HTR)

Weltweit wurden bisher 17 Kernkraftwerke mit Gasaustrittstemperaturen (Helium oder Kohlendioxid) von über 600 °C gebaut. Zwei davon befinden sich in der Bundesrepublik Deutschland, das AVR-Kernkraftwerk in Jülich und das THTR-Kernkraftwerk in der Nähe von Hamm.

Die beiden in Deutschland befindlichen gasgekühlten Kernkraftwerke AVR und THTR funktionieren beide nach dem Prinzip eines heliumgekühlten Kugelhaufenreaktors. Es sind graphitmoderierte, heliumgekühlte, thermische Kernreaktoren. Abb. 9 auf Seite 13

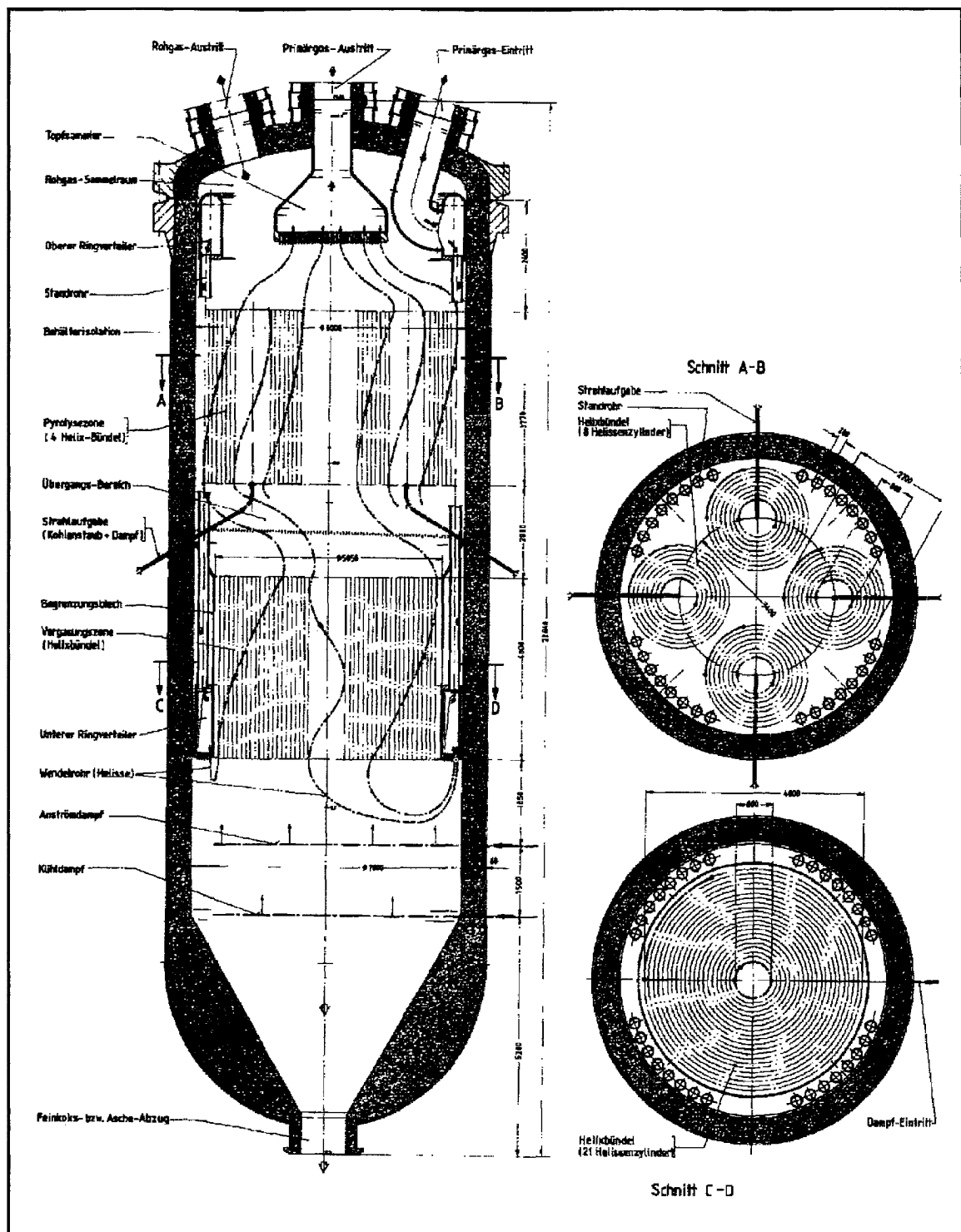


Abb. 8. Stehender Gasgenerator: In der Variante Helix-Wärmetauscher nach /88-13/. Der größte Vorteil dieses Konzeptes liegt in der Wiederholungsprüfbarkeit des Wärmetauschers durch Ultraschallsonden. Dadurch kann dieser Wärmetauscher mit Primärhelium durchströmt werden.

zeigt eine schematische Zeichnung des ersten in Deutschland gebauten Hochtemperaturreaktors. Daraus ist das Prinzip eines Kugelhaufenreaktors zu erkennen. Die Wärme wird im Core "8" in der Mitte erzeugt und fließt anschließend in Form von

heißem Helium zu der über dem Core angeordneten Wärmesenke, hier ein Dampferzeuger "10". Das abgekühlte Gas strömt den untenliegenden Gebläsen "13" zu und wird von diesen wieder dem Core zugeführt. Die tennisballgroßen, kugelförmigen Brennelemente werden dem Core durch eine pneumatische Fördereinrichtung von oben zugeführt. Sie bilden eine Schüttung, durchwandern das Core und werden durch das Kugelabzugsrohr "12" nach unten wieder abgezogen.

Der HTR zeichnet sich durch ein hohes Maß an systemimmanenten Sicherheitseigenschaften aus. Dazu gehören:

niedrige Leistungsdichte und hohe Wärmekapazität im Core. Das führt zu langsamen Temperaturänderungen bei Störungen.

hohe Temperaturbeständigkeit der Brennelemente und Strukturmaterialien mit vernachlässigbaren Spaltproduktfreisetzungen bis zu Temperaturen von etwa 1600 °C.

negativer Temperatur- und Leistungs-Koeffizient der Reaktivität bei allen Betriebszuständen, d.h. Selbststabilisierung und Limitierung der nuklearen Leistung und Temperatur unterhalb von Schadensgrenzen durch negative Rückkoppelung auf den Neutronenfluß.

mehrfache Barrieren im Brennelement zur Spaltproduktrückhaltung mit nicht spontanem, sondern langsam sich entwickelndem Schadensverlauf,

inertes, phasenstabiles, neutronen-physikalisch neutrales Kühlmittel Helium, d.h. keine Beeinflussung der Reaktivität, kein totaler Kühlmittelverlust, sondern lediglich Verminderung der Dichte und damit der Kühlfähigkeit auf 1 bis 2 % der Vollastwerte.

Unmöglichkeit von Kernschmelzunfällen, bei Ausfall der Kühlung steigen die Kerntemperaturen solange an, bis die Nachwärmeproduktion, die Speicherung und die Abfuhr von Wärme zu stabilen Verhältnissen führen.

Spaltproduktrückhaltung durch Adsorption an Graphit

Zusammenfassend lassen sich zwei Dinge für die hervorragenden Sicherheitseigenschaften des Kugelhaufen-Hochtemperaturreaktors verantwortlich machen: Der berstssichere Behälter und das Brennelement.

Die Heißgastemperaturen, die im AVR erreicht wurden, liegen im Mittel bei 950 °C. Heiße Gasstrahlen erreichen allerdings Temperaturen von über 1000 °C. Aus diesen hohen, bereits seit vielen Jahren erzeugten Heliumtemperaturen, läßt sich erkennen, daß der Einsatz eines Hochtemperaturreaktors als Prozeßwärmequelle möglich ist. Das heute verwendete Brennelement ist sogar für Temperaturen über 1000 °C geeignet. /84-8/89-7/ Abb. 10 auf Seite 14 zeigt eine Ansicht des nuklearen Teils des THTR Kernkraftwerks in Hamm. Es leistet 300 MW_e, wobei wegen der Auslegung als reines Kraftwerk nur Heliumtemperaturen von 700 °C erreicht werden. Besonderheiten sind der aus Spannbeton ausgeführte Druckbehälter und die direkt in den Kugelhaufen einfahrenden Absorberstäbe.

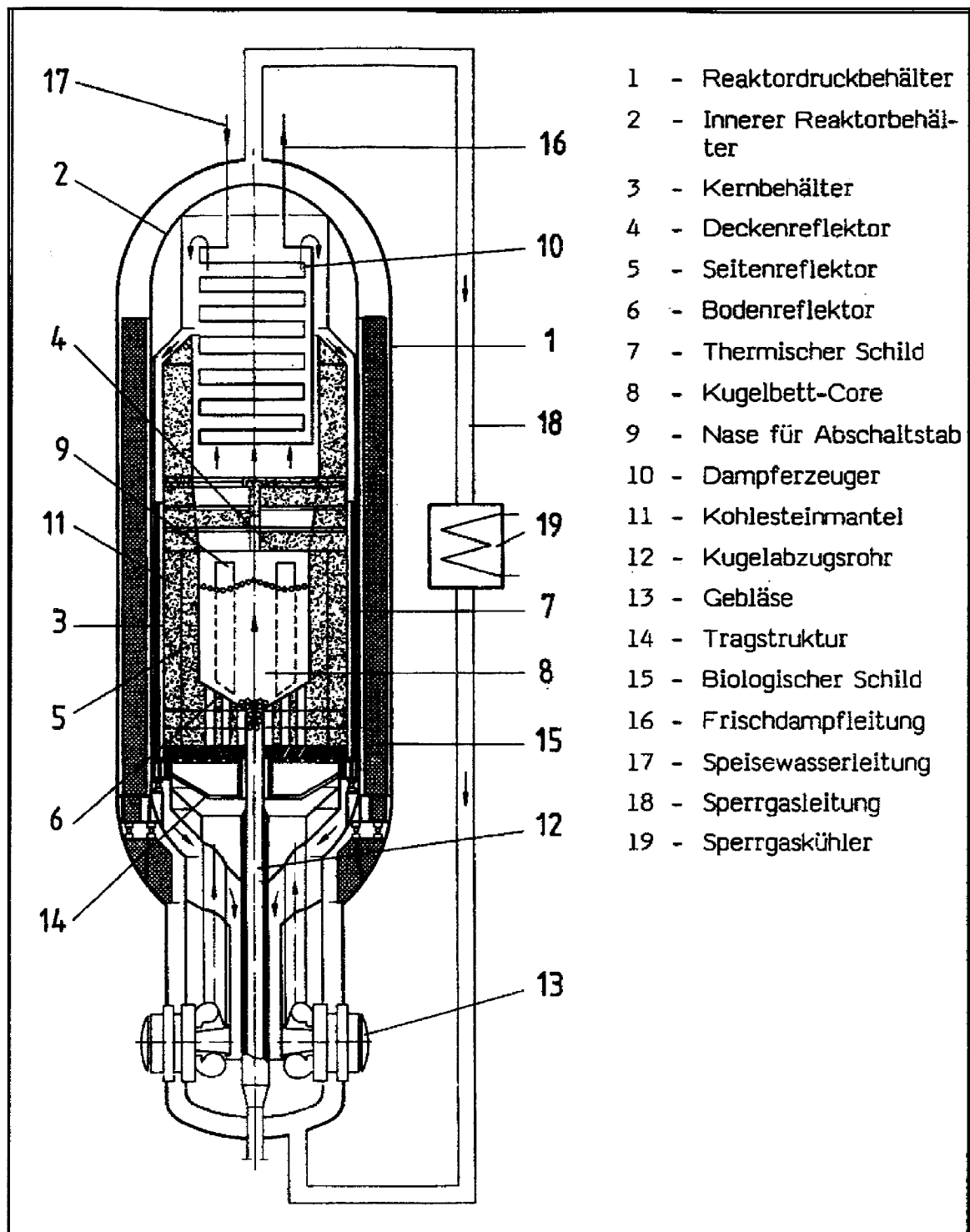


Abb. 9. AVR: Der erste Kugelhaufen-Hochtemperaturreaktor

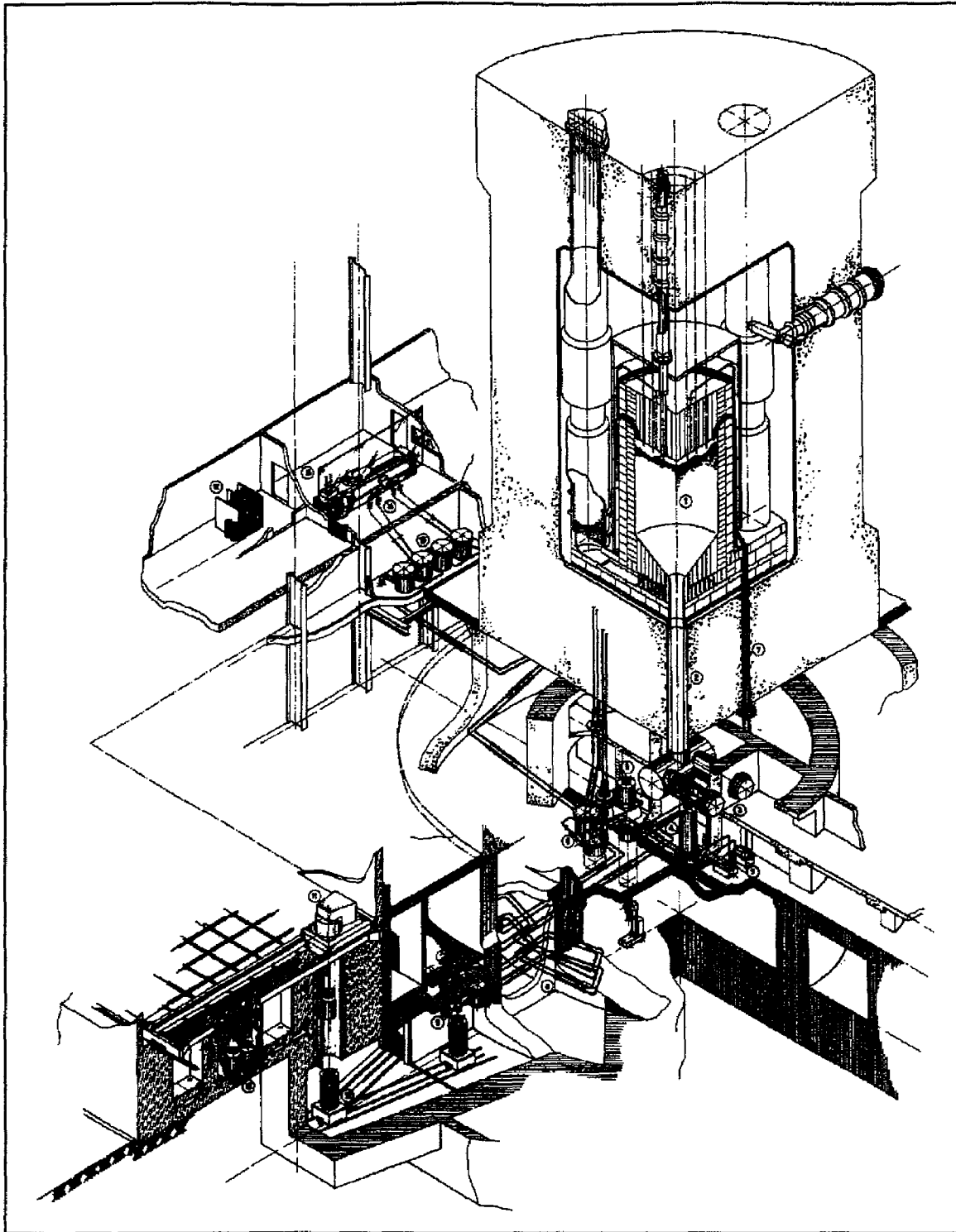


Abb. 10. THTR-300 Kernkraftwerk: Isometrische Ansicht des nuklearen Teils der Anlage. 1 Core mit Kugelhaufen; 2 BE-Abzugsrohr; 3 Vereinzelter mit Bruchabscheider; 4 BE-Bruchbehälter; 5 Meßreaktor; 6 Behälter mit integrierten Bauteilen; 7 Fördergasanlage mit Höhenförderrohren; 8 Zwischenlager mit Ausschleusung; 9 Füll- und Schließstation; 10 Transportanlage für Lagerbehälter; 11 Lagerkran mit Abschirmglocke; 12 Lagerkammern mit Lagerbehältern; 13 Vorratslager; 14 Zugabeanlage; 15 Überwachungsanlage; 16 Einschleusstation;

2.4 Wirbelschichtverfahren

Wirbelschichtverfahren werden seit der Entwicklung der Vergasung von Braunkohle in Winkler-Generatoren in den zwanziger Jahren in großtechnischem Maßstab eingesetzt.

Heute werden Wirbelschichtverfahren für eine Vielzahl von Prozessen zur Energieerzeugung und Stoffumwandlung in allen technischen Größenordnungen und in vielen Industriezweigen eingesetzt. Zum Vergleich des im Rahmen dieser Arbeit behandelten Kohlevergasungsverfahrens sind zwei Wirbelschichtvarianten besonders interessant, die stationäre druckaufgeladene Wirbelschicht und die zirkulierende Wirbelschicht.

Kraftwerke mit stationärer druckaufgeladener Wirbelschicht im technischen Maßstab sind an verschiedenen Stellen auf der Welt in Betrieb, in Bau und in der Planung. Um bei diesen Systemen die Druckhaltung zu bewerkstelligen, gibt es zwei unterschiedliche Möglichkeiten. Zum einen können mehrere einzeln stehende, drucktragende Behälter die einzelnen Apparate aufnehmen. Zum anderen kann der gesamte druckaufgeladene Teil einer solchen Anlage mit allen seinen Apparaten in einem großen Druckbehälter untergebracht werden. Ein solches Konzept wird auch für das druckaufgeladene Heizkraftwerk der Stadtwerke Stockholm eingesetzt. Dieses Kraftwerk mit einer Leistung von 410 Tonnen Dampf pro Stunde ist das weltweit größte Kraftwerk mit einer Druckwirbelschicht, das sich zur Zeit in Bau befindet und im Laufe des Jahres 1989 in Betrieb gehen soll. Es besitzt zwei 80 MW Module nach Abb. 11. /89-1/

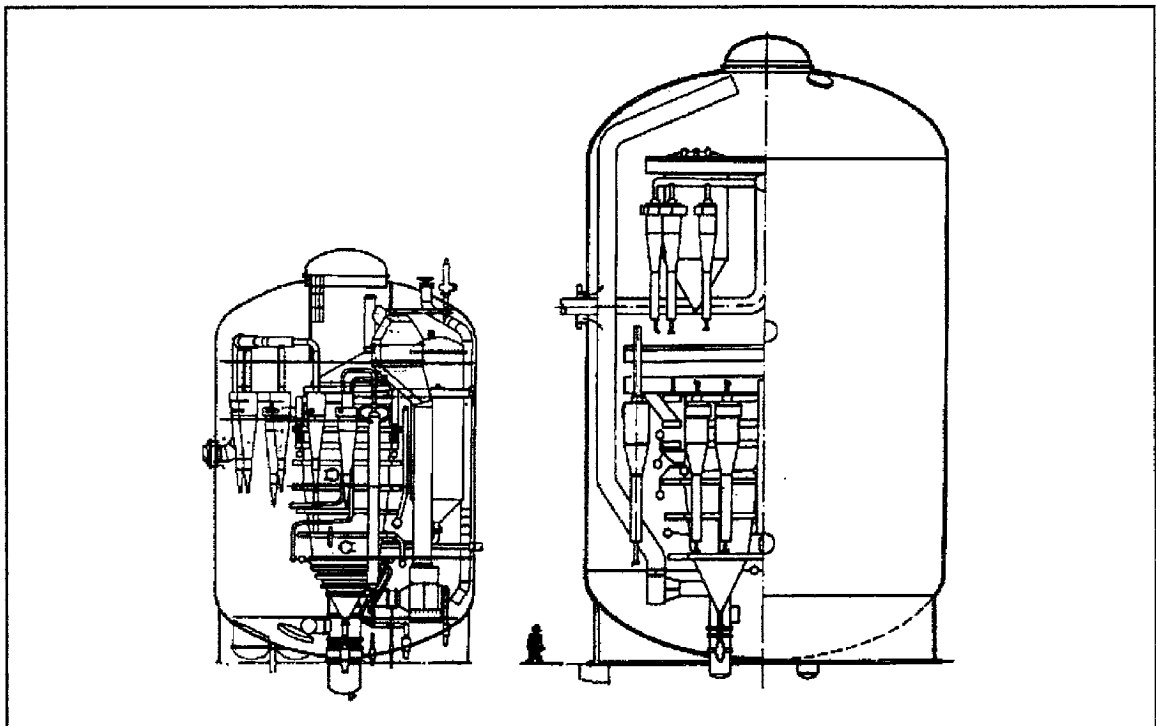


Abb. 11. Druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerung: Das linke Modul ist für ein Kraftwerk mit 80 MW_e Leistung und 12 bar Druck, das rechte ist für ein Kraftwerk mit 350 MW_e Leistung und 16 bar Druck. Die Druckbehälter haben Durchmesser von 13,5 m und 19 m. ABB Carbon AB /89-4/

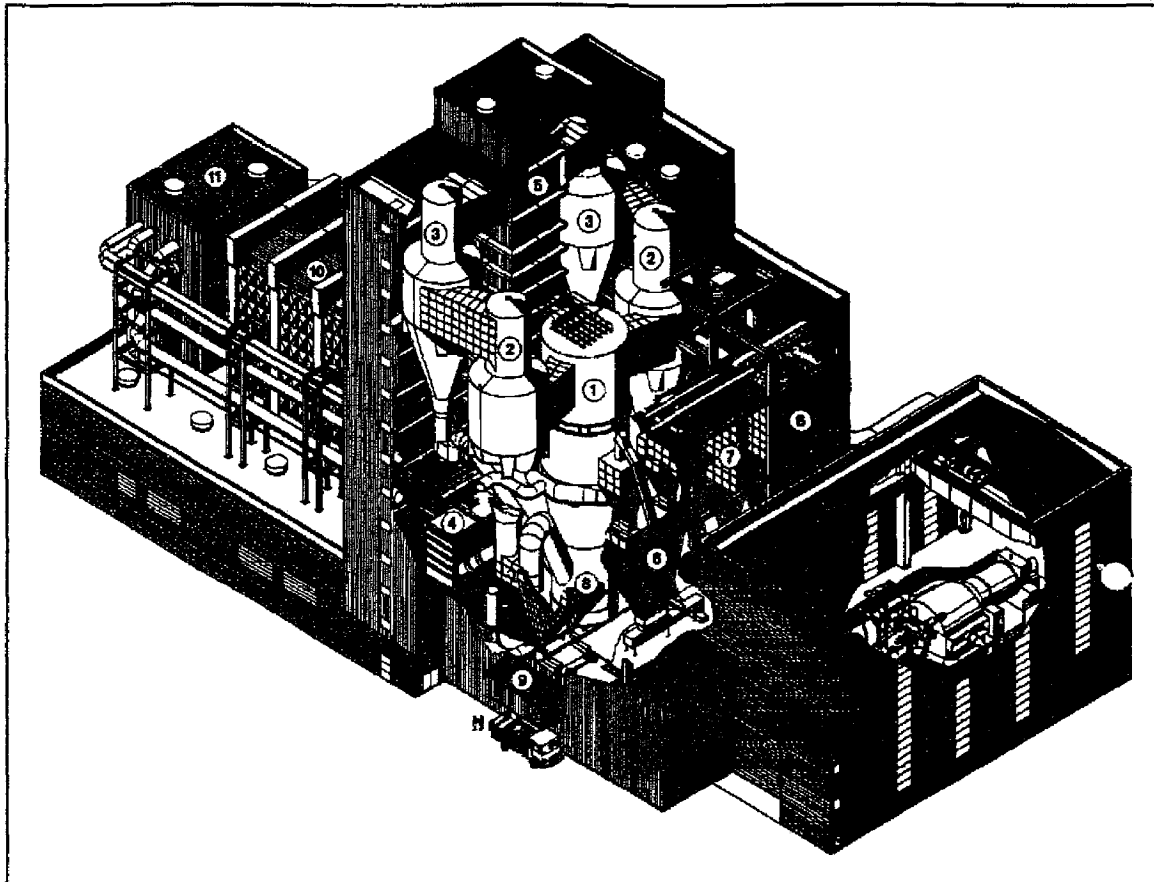


Abb. 12. Heizkraftwerk der Stadtwerke Duisburg: Es ist das größte zur Zeit in Betrieb befindliche Kraftwerk mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung. 1 Kesselhaus mit Wirbelbrennkammer; 2 Primärzyklon; 3 Sekundärzyklon; 4 Fließbettkühler; 5 Nachschaltheizflächen; 6 Kohlebunker; 7 Kalkbunker; 8 Aschebunker; 9 Ascheverladestation; 10 Filtergebäude mit E-Filter; 11 Luftvorwärmer;

Anlagen mit zirkulierender Wirbelschicht sind bisher noch nicht in technischem Maßstab für druckaufgeladenen Betrieb gebaut worden. Allerdings befinden sich einige große Versuchsanlagen in Betrieb.

Für den atmosphärischen Betrieb hat die zirkulierende Wirbelschicht aber eine sehr weite Verbreitung gefunden. Sie wird großtechnisch als Kraftwerk, zur Vergasung von organischen Feststoffen und für unterschiedliche chemische Prozesse eingesetzt. Die größte zur Zeit in Betrieb befindliche Anlage ist das Heizkraftwerk der Stadtwerke Duisburg und hat eine Leistung von 770 t Dampf/h bei 150 bar 535/535 °C /84-5/. Abb. 12 zeigt eine Ansicht dieser Anlage.

Die Kalzination von Tonerde, die bis Anfang der siebziger Jahre von Lurgie-Chemie und den Vereinigten Aluminium Werken VAW entwickelt wurde, kommt dem im Rahmen dieser Arbeit vorgeschlagenen Kohlevergasungsprozeß apparatetechnisch am nächsten. Es ist ein großtechnisch vielfach verwirklichter chemischer Prozeß. Eine Erläuterung dieses Prozesses ist in /72-2/ gegeben. Abb. 13 auf Seite 17 zeigt ein Fließbild einer solchen Anlage. Bei diesem Verfahren wurde großer Wert auf einen guten Wärmehaushalt gelegt, was durch eine Gegenstromführung von Gas und feinkörnigem Feststoff erreicht werden konnte. /74-1/

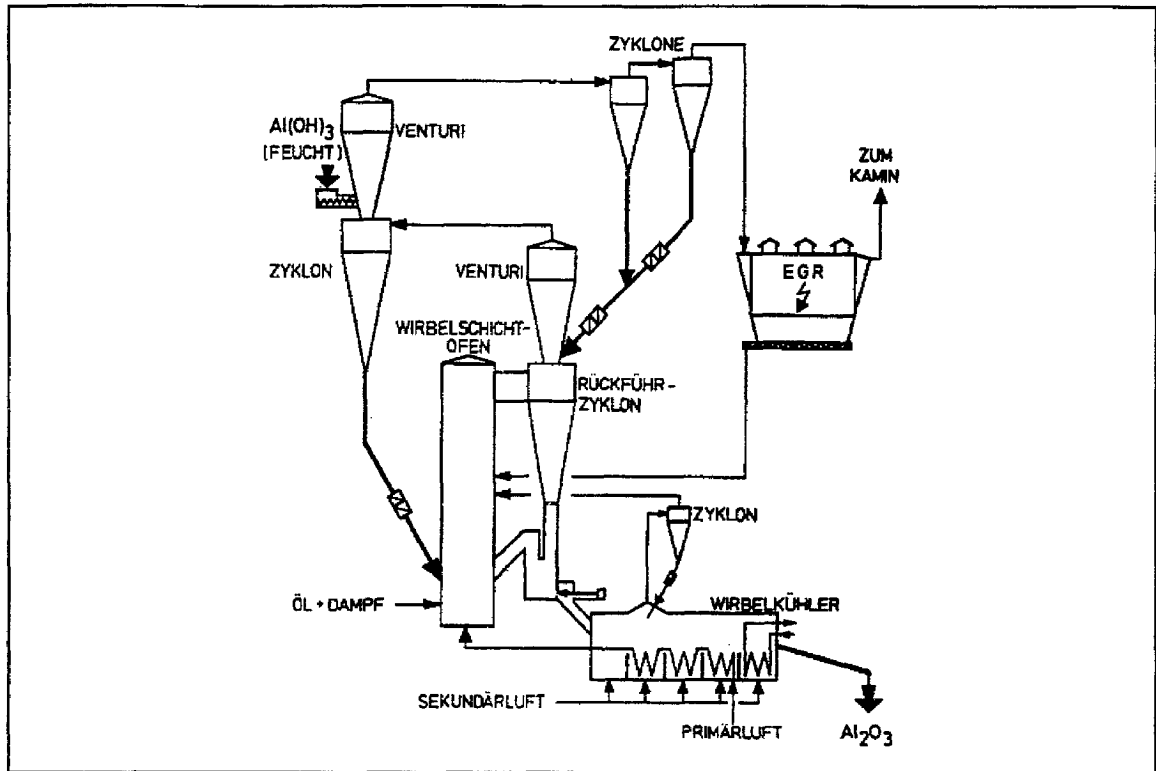


Abb. 13. Kalzinierung von Tonerde: Gezeigt ist ein Verfahren aus der Aluminiumerzeugung, bei dem filterfeuchtes Aluminiumhydroxid zu elektrolysefähiger Tonerde umgesetzt wird. Dazu wird eine zirkulierende Wirbelschicht eingesetzt. [72-2/]

2.5 Zusammenfassung zum Stand der Technik

Abschließend wird der Stand der Technik im Bereich Kohlevergasung-Druckwirbelschicht-Nukleare Prozeßwärme folgendermaßen beurteilt:

Kohlevergasung wird seit weit über hundert Jahren großtechnisch betrieben

Druckaufgeladene stationäre Wirbelschichten werden seit Jahrzehnten großtechnisch eingesetzt.

Das Gegenstromprinzip von feinkörnigem Feststoff und gasförmigem Reaktionsmittel mit zirkulierenden Wirbelschichten wird seit vielen Jahren in unterschiedlichen chemischen Prozessen großtechnisch eingesetzt.

Hochtemperaturreaktoren zur Dampferzeugung sind technisch etabliert.

Nukleare Prozeßwärmeanlagen sind in halbtechnischem Maßstab zur Kohlevergasung und Methanspaltung bei Heliumtemperaturen von bis zu 1000 °C erfolgreich erprobt.

Entwicklungsbedarf zur Umsetzung des im folgenden vorgeschlagenen Prozesses in eine kommerzielle Anlage besteht allerdings noch bei einigen Punkten:

Umsetzung von atmosphärischer zirkulierender Wirbelschicht und druckaufgeladener stationärer Wirbelschicht zu einer druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschicht.

Ertüchtigung des Hochtemperaturreaktors für Temperaturen bis 1000 °C.

Umsetzung der halbtechnischen Experimente zur nuklearen Prozeßwärme in einen technischen, nuklear beheizten Maßstab.

Erprobung der nuklearen Prozeßwärmanlage im Dauerbetrieb bei Temperaturen von 1000 °C.

3.0 Grundlagen und Simulationsmodell

3.1 Beschreibung von Wirbelschichten

Es soll das Verhalten eines Haufwerkes aus feinkörnigem Feststoff betrachtet werden, das mit steigender Geschwindigkeit von einem Fluid von unten angeströmt wird, Abb. 14 auf Seite 20:

Bei niedrigen Gasgeschwindigkeiten strömt das Fluid durch die freien Räume zwischen den einzelnen Partikeln. Bei diesem Strömungszustand sind die einzelnen Partikel in Ruhe.

Ab einer bestimmten Gasgeschwindigkeit - der sogenannten Minimalfluidisierungsgeschwindigkeit - dehnt sich das Haufwerk aus, und die Partikel geraten in einen homogenen Schwebezustand, in dem sie frei beweglich sind und sich intensiv vermischen. Diese sogenannte Wirbelschicht verhält sich wie eine Flüssigkeit, d.h. es bildet sich eine klar definierte Oberfläche aus, auf der spezifisch leichtere Körper schwimmen und schwerere untergehen, /82-4/.

Wird die Fluidgeschwindigkeit weiter erhöht, muß zwischen Gasen und Flüssigkeiten unterschieden werden.

Bei Flüssigkeiten dehnt sich die Wirbelschicht mit steigender Geschwindigkeit homogen aus, bis ab einer bestimmten Grenzgeschwindigkeit, die etwa der Sinkgeschwindigkeit von Einzelteilchen in der Flüssigkeit entspricht, Partikel mitgerissen werden, und die Wirbelschicht auf diese Art leergespült wird.

Bei Gasen dagegen führt eine Erhöhung der Gasgeschwindigkeit über die Minimalfluidisierung hinaus zu einer Klassierung. Es kommt zur Bildung einer feststoffreichen Phase und einer in diese eingebetteten sehr feststoffarmen Blasenphase. In etwa geht der Gasanteil, der über die Minimalfluidisierung hinaus der Wirbelschicht zugeführt wird, in die Blasenphase. Das bedeutet, daß mit höherer Gasgeschwindigkeit der Anteil an Blasen zunimmt. Diese Blasen koaleszieren und zerplatzen wieder, so daß die Blasen mit der Wirbelschichthöhe entweder immer weiter zunehmen oder sich, je nach Feststoffart, eine maximale Blasengröße ergibt. In radialer Richtung führt diese Blasenbildung zu einer ungleichmäßigen Feststoffverteilung, da die Blasen bevorzugt in der Wirbelschichtmitte aufsteigen. Der Feststoffanteil ist demzufolge in der Mitte niedriger und am Rand höher. Durch Einbauten in die Wirbelschicht, wie Wärmetauscher oder Schikanen, können die Blasen verstärkt zum Zerplatzen gebracht werden, so daß die resultierende Blasengröße begrenzt werden kann. /86-9/

Das Auftreten von Blasen ist für viele technische Prozesse insofern von Nachteil, als der Stoffaustausch zwischen der Blasenphase und der sie umgebenden feststoffreichen Phase sehr schlecht ist. Dadurch durchströmt ein Teil des Gases die Wirbelschicht praktisch im Bypass.

Bei einer weiteren Erhöhung der Gasgeschwindigkeit bildet sich die sogenannte turbulente Wirbelschicht aus. Bei ihr sind die einzelnen Blasen nicht mehr deutlich voneinander abzugrenzen, und es kommt zu einem sehr schnellen Zerfall und zur Neubildung von feststoffarmen Zonen. Gleichzeitig nimmt der Austrag an Feinkorn zu.

Bei einer noch weiteren Erhöhung der Gasgeschwindigkeit bis über die Sinkgeschwindigkeit des Einzelkorns hinaus dehnt sich die Wirbelschicht immer weiter aus, bis sie den ganzen Reaktionsapparat ausfüllt, und es würde es zu einem Leerblasen der Wirbel-

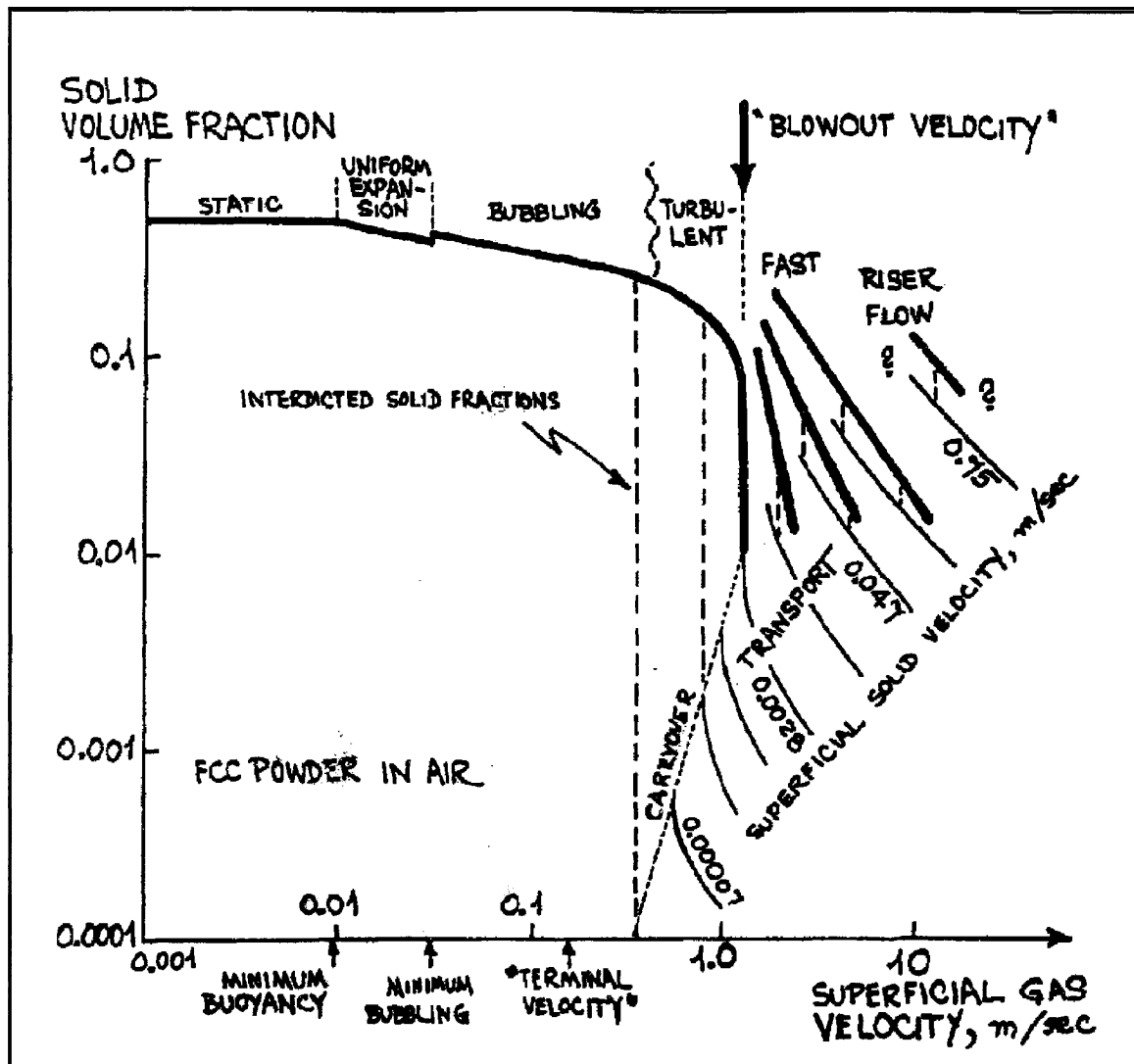


Abb. 14. Ausdehnungsverhalten von Wirbelschichten: Aufgetragen ist der Feststoffvolumenanteil "solid volume fraction" als Funktion der über die Minimalfluidisierungsgeschwindigkeit hinausgehenden Gasgeschwindigkeit "superficial gas velocity". /85-2/

schicht kommen. Ein stabiler Zustand kann nur durch Rückführung des ausgeblasenen Feststoffes aufrechterhalten werden. Ein solches Verfahren mit einem immer wieder ausgetragenen und zurückgeführten Feststoff nennt man zirkulierende Wirbelschicht, siehe Abb. 15 auf Seite 21. Je nach Verhältnis zwischen Gas- und im Kreis geführter Feststoffmenge kann die Feststoffkonzentration sehr unterschiedlich sein, /86-5/, wobei Umlaufverhältnisse von bis zu 1000 erreicht werden können, /81-1/. Die Feststoffkonzentration nimmt immer von unten nach oben hin ab.

Li et al. /81-2/ haben einen Ansatz zur relativen axialen Feststoffverteilung veröffentlicht.

$$\ln \left[\frac{\varepsilon - \varepsilon_a}{\varepsilon' - \varepsilon} \right] = \frac{1}{z_0} (z - z_i) \quad [1-1]$$

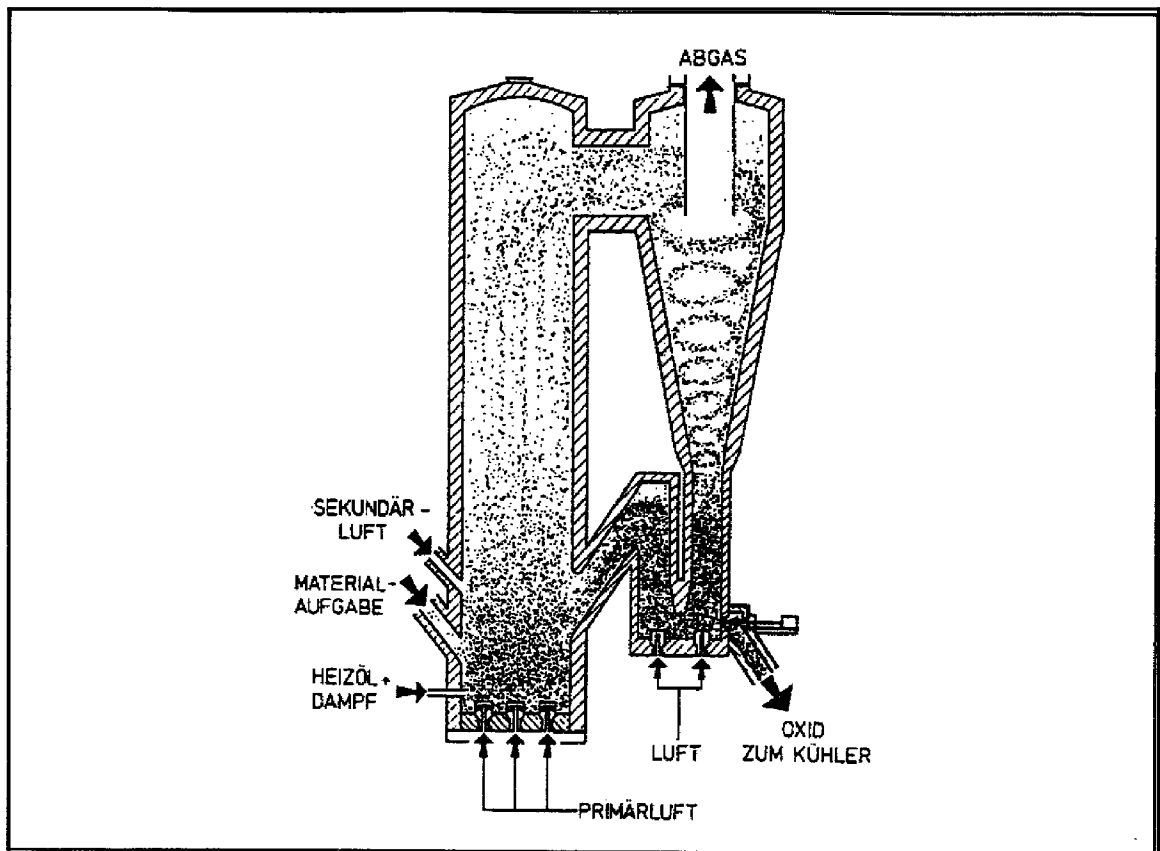


Abb. 15. Zirkulierende Wirbelschicht: Links ist das Steigrohr, in dem sich eine Wirbelschicht mit einer von unten nach oben abnehmenden Feststoffkonzentration ausbildet. Rechts daneben befindet sich der Rückführzyklon, der den ausgetragenen Feststoff vom Gas trennt, damit dieser in die Wirbelschicht zurückgeführt werden kann. Unter dem Zyklon ist als Verbindung zwischen Zyklon und Steigrohr der Tauchtopf, er dient als Druckverschluß, damit kein Gas von unten in den Zyklon einströmt.

Darin ist ε die Porosität, ε_a die Porosität am Boden des Steigrohres, ε' die Porosität am Kopf des Steigrohres, z die Höhenkoordinate, z_i die Höhe des Umkehrpunktes des Lückengrades und z_0 ist eine charakteristische Länge für die Feststoffvermischung. Die explizite Beziehung für die Porosität ε als Funktion der Reaktorhöhe z lautet damit:

$$\varepsilon = \frac{\varepsilon_a + \varepsilon' e^{+\left[\frac{z_i - z}{z_0}\right]}}{1 + e^{+\left[\frac{z_i - z}{z_0}\right]}} \quad [1-2]$$

Li et al. /82-8/ geben für die Parameter dieser Gleichung folgende Korrelation an:

$$\varepsilon_a = 0.756 \left(\frac{18 Re_p + 2.7 Re_p^{1.687}}{Ar} \right)^{0.741} \quad [1-3]$$

$$\varepsilon' = 0.924 \left(\frac{18 Re_p + 2.7 Re_p^{1.678}}{Ar} \right)^{0.0286} \quad [1-4]$$

$$z_i = H - 175.4 \left(\frac{\rho_P}{\rho_P - \rho_G} d_P g \right)^{-1.922} u_P (u_g - u_P)^{-3.844} \quad [1-5]$$

$$z_0 = 500 e^{-[69(\varepsilon' - \varepsilon_a)]} \quad [1-6]$$

Hierin ist Re_P die mit dem Partikeldurchmesser gebildete Reynoldszahl, Ar die Archimedeszahl, H die Gesamthöhe des Apparates, ρ_P die Feststoffdichte, ρ_G die Gasdichte, u_P die Feststoffgeschwindigkeit, u_g die Gasgeschwindigkeit, d_P der Partikeldurchmesser und g die Erdbeschleunigung.

Experimentelle Untersuchungen expandierter Wirbelschichten bestätigen die Gültigkeit von Gl.1-1 /86-8/86-12/, /87-10/ mit Daten von /71-2/.

In den genannten Untersuchungen wurden die Parameter ε_a , ε' , z_0 und z_i durch numerische Optimierung angepaßt, da insbesondere die Werte für z_i und z_0 erhebliche Abweichungen zu den Daten nach Gl.1-6 und Gl.1-7 hatten. Während ε_a und ε' mit zufriedenstellender Genauigkeit bestimmt werden konnten, siehe hierzu Hartge et al. in /86-8/. Für die weitere Behandlung wird daher entsprechend /87-10/ davon ausgegangen, daß die Porosität sich in Höhe der Sekundärluftzufuhr sprunghaft von ε_a auf ε' ändert.

Bei der zirkulierenden Wirbelschicht treten die oben beschriebenen Blasen nicht mehr auf, der Feststoff strömt in Strähnen oder "Clustern", und es herrscht eine sehr starke innere Vermischung und innere Zirkulation des Feststoffes, /71-2/. Die Feststoffverteilung in radialer Richtung ist auf allen Ebenen des Reaktionsapparates sehr gleichmäßig. Nur in direkter Wandnähe bildet sich eine Grenzschicht mit erhöhter Feststoffkonzentration aus, in der die Strömungsrichtung des Feststoffes umgekehrt ist. Der Gasstrom dagegen gleicht annähernd einer Kolbenströmung, /78-4/. Die Strömungszustände können mit denen bei der pneumatischen Förderung verglichen werden.

Bei der zirkulierenden Wirbelschicht treten die höchsten Schlupfgeschwindigkeiten zwischen dem Feststoff und der Gasphase von allen Gas-Feststoffreaktoren auf, Abb. 16 auf Seite 23. Dadurch hat die zirkulierende Wirbelschicht auch den besten Stoffaustausch zwischen Gas und Feststoff von allen Gas-Feststoffreaktoren.

Eine weitere vollkommen andere Art der Wirbelschicht stellt das sogenannte "spouted bed" oder die Venturi-Wirbelschicht dar. Hierbei wird ein Feststoffhaufwerk nicht in voller Breite von einem Gasstrom angeströmt. Das Gefäß, in dem eine solche Wirbelschicht hervorgerufen werden kann, ist zumindest im unteren Teil stark konisch ausgeführt und hat einen Gaseintritt, der nicht über eine Gasverteilung geleitet wird. Die Gasgeschwindigkeiten im Bereich des Eintritts müssen sehr hoch sein. Sie liegen über denen der zirkulierenden Wirbelschicht und nehmen durch die konische Gefäßform nach oben hin ab. Auf diese Art bildet sich in der Mitte des Gefäßes ein schneller Gasstrom, der sogenannte "spout", in den von den Seiten her ständig Feststoff eingesaugt wird. Dadurch kommt es zu einer ausgezeichneten Vermischung des Feststoffes, so daß auch agglomerationsfähige Feststoffe eingesetzt werden können. Erst bei einem sehr kleinen Durchmesser der Gaszufuhr-Öffnung ist dieser "spout" örtlich stabil, was aber für einen technischen Prozeß nicht gefordert werden muß, Chandnani und Epstein in /86-8/.

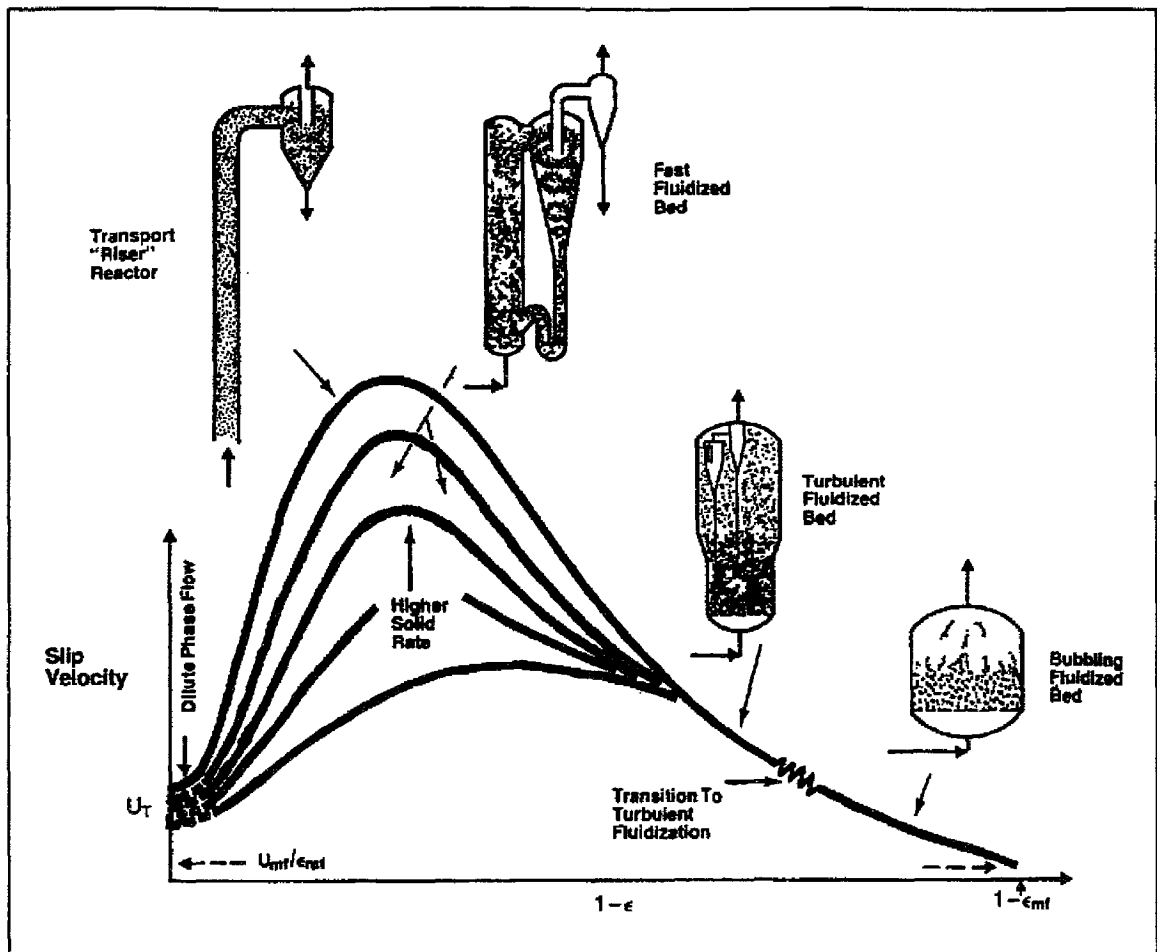


Abb. 16. Schlupfgeschwindigkeit als Funktion des Feststoffanteils: Aufgetragen ist der Geschwindigkeitsunterschied zwischen Gas und Feststoff "slip velocity" als Funktion der Feststoffkonzentration, nach /78-2/79-2/

3.1.1 Zustandsdiagramme von Wirbelschichten

Zur Beschreibung von Gas-Feststoffsystemen haben Reh /61-1/ und Matsen /83-8/ zwei unterschiedliche Zustandsdiagramme entwickelt, wobei das von Matsen nur Zustände von Wirbelschichten beschreibt, während Reh alle Gas-Feststoff-Systeme vom Schüttgut bis zum pneumatischen Transport darstellt.

Eine Einschränkung beider Diagramme ist dadurch gegeben, daß sie für monodisperse, kugelförmige Partikel entwickelt wurden.

Im Diagramm von Reh Abb. 17 auf Seite 24 ist der Kehrwert des Widerstandsbeiwertes c_D der Einzelkugel

$$\frac{1}{c_D} = \frac{3}{4} Fr^2 \frac{\rho_G}{\rho_P - \rho_G} \quad [1-7]$$

mit der Froudezahl

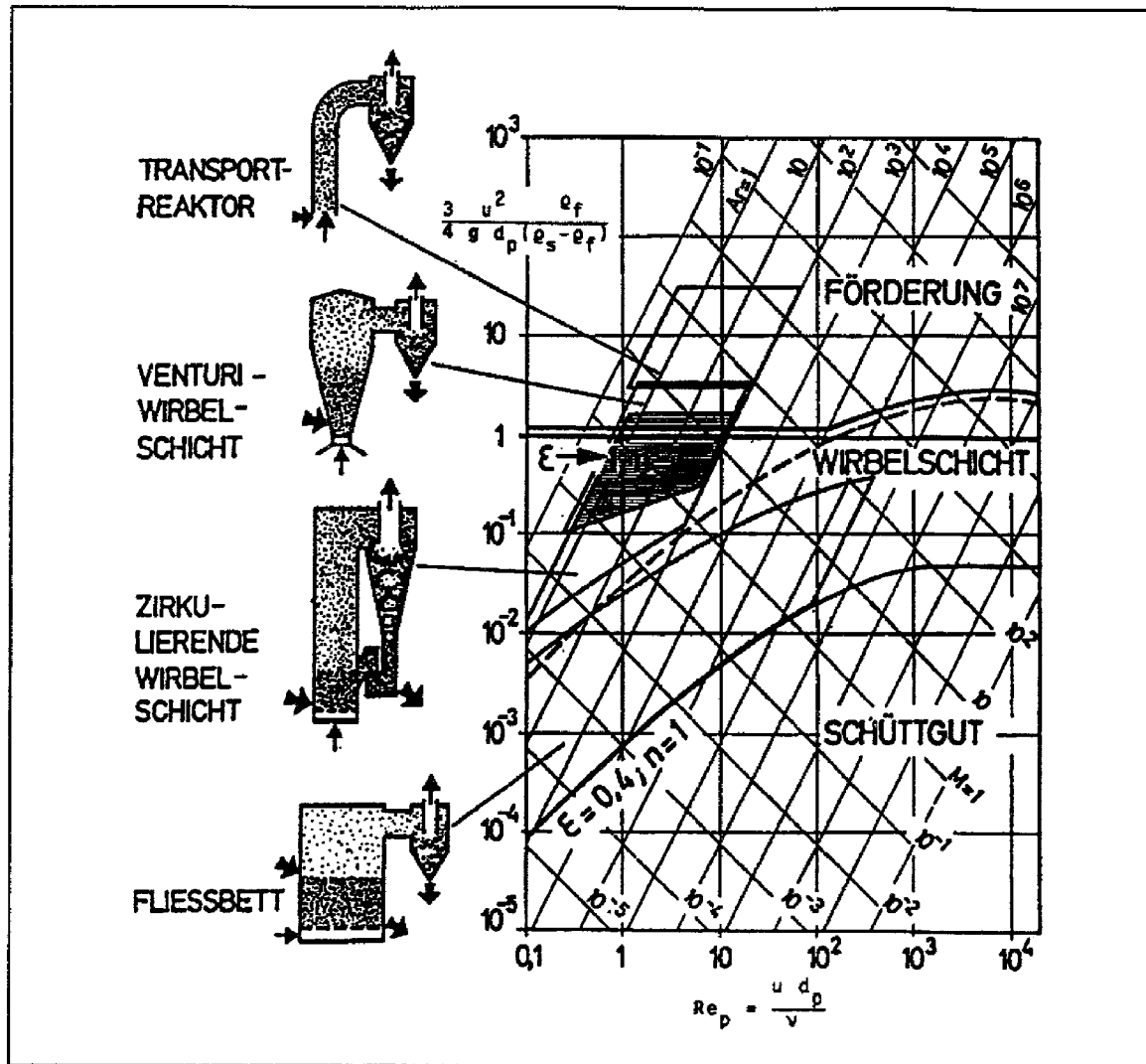


Abb. 17. Zustandsdiagramm nach Reh: /61-1/

$$Fr = \frac{u_G}{\sqrt{g d_p}} \quad [1-8]$$

als Funktion der mit dem Partikeldurchmesser gebildeten Reynolds-Zahl

$$Re = \frac{u_G d_p \rho_G}{\eta_G} \quad [1-9]$$

aufgetragen. Parameter im Wirbelschichtbereich dieses Diagramms ist die mittlere Porosität ε der Schicht.

Da in den Ordinaten- und Abzissen-Kennwerten jeweils der Korndurchmesser d_p und die Gasgeschwindigkeit u_G gekoppelt auftreten, wird die Handhabung des Diagramms durch ein Hilfsgitter mit Linien konstanter Archimedeszahl Ar und dimensionsloser Gasgeschwindigkeitskennzahl M erleichtert,

$$Ar = \frac{g d_p^3}{\eta^2} \frac{\rho_P - \rho_G}{\rho_G} \quad [1-10]$$

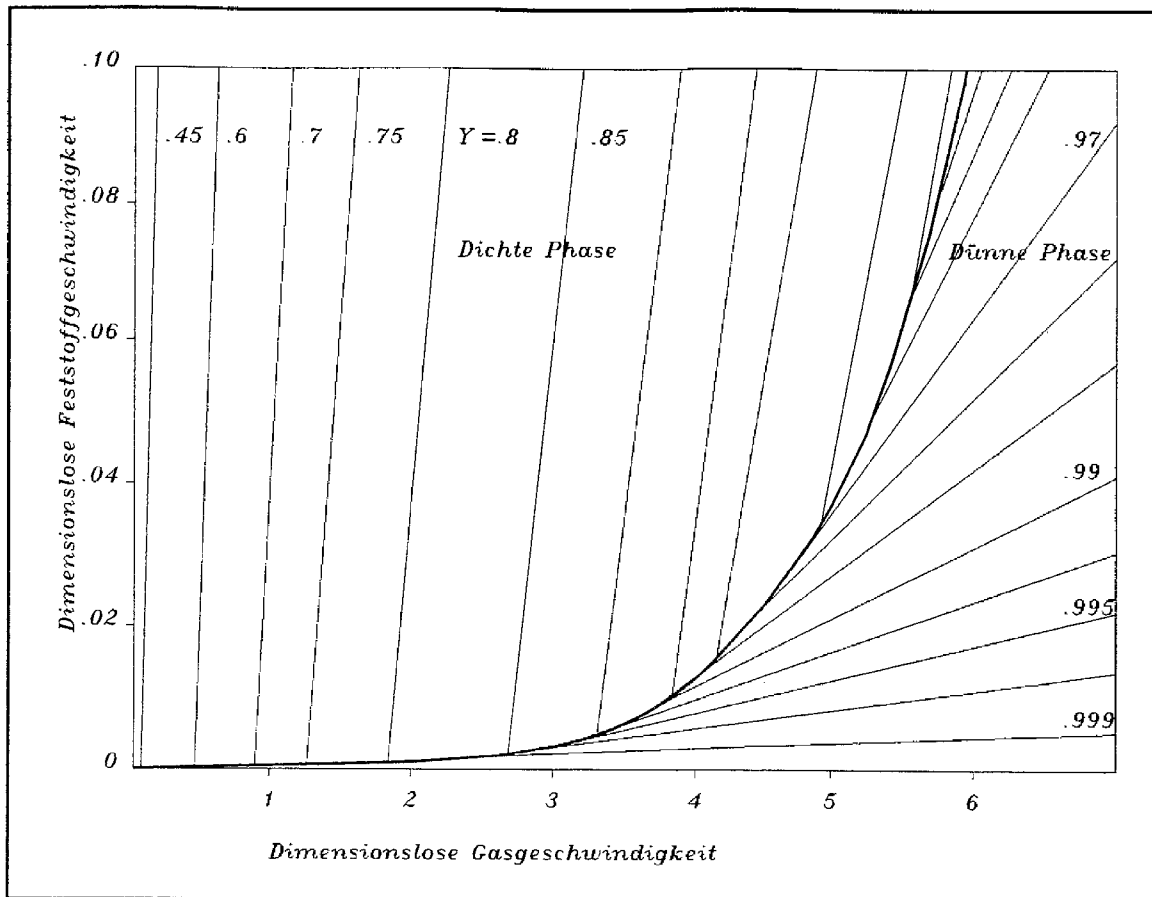


Abb. 18. Zustandsdiagramm nach Matsen: nach /83-8/

$$M = \frac{u_G^3}{g \eta} \frac{\rho_G}{\rho_P - \rho_G} \quad [1-11]$$

die Parameter Ar und M hängen nur von Korndurchmesser oder Gasgeschwindigkeit ab. Zur Klassifizierung zwischen unterschiedlichen Gas-Feststoff-Systemen wird das Lastvielfache n betrachtet:

$$n = \frac{\Delta P}{H (\rho_P - \rho_G) (1 - \varepsilon) g} \quad [1-12]$$

Das Lastvielfache repräsentiert das Verhältnis der auf den Feststoff wirkenden, aufwärts gerichteten Strömungskräfte zu der abwärts gerichteten Gravitationskraft. Für $n < 1$ befindet man sich im Bereich des Festbettes, für $n > 1$ im Bereich der pneumatischen Förderung. Nur für $n = 1$ kann eine Wirbelschicht vorliegen.

Eine andere Möglichkeit der Einordnung von Gas-Feststoff-Systemen im Bereich zwischen Wirbelschicht und pneumatischer Förderung hat Matsen vorgeschlagen /83-8/. In seinem Zustandsdiagramm, Abb. 18 wird die Feststoffgeschwindigkeit u_P für jeweils konstante relative Lückengrade ε als Funktion der Gasgeschwindigkeit u_G aufgetragen. Dabei sind die beiden Geschwindigkeiten durch Bezug auf die Fallgeschwindigkeit v_i dimensionslos gemacht worden. Matsen unterscheidet zwischen Gas-Feststoff-Systemen höherer Feststoffkonzentration, die Entmischungserscheinungen wie Blasen zeigen, und

solchen niedere Feststoffkonzentrationen, in denen der Transport von Feststoff in einer verdünnten Suspension erfolgt. Im ersten Fall erstreckt sich der Lückengrad von $\varepsilon = \varepsilon_{mf} = 0.45$ bis zu einem Maximum von $\varepsilon = 0.906$, im letzteren bis zu $\varepsilon \rightarrow 1$. Das Diagramm stellt also die Schlupfgeschwindigkeit bei verschiedenen Feststoffkonzentrationen dar. Es ist das quantitative Equivalent zu Abb. 16 auf Seite 23.

Matsen hat für den Bereich höherer Feststoffdichte seinem Diagramm folgende Beziehung zugrundegelegt:

$$u_P = \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \left[u_G - u_{mf} - u_B \frac{\varepsilon - \varepsilon_L}{1 - \varepsilon} \right] \quad [1-13]$$

mit u_L als Lockerungsgasgeschwindigkeit und u_B als Blasenauftiegschwindigkeit. Der Ansatz beschreibt, daß der über die Minimalfluidisierung hinausgehende Gasanteil in der Blasenphase durch die Wirbelschicht strömt. Matsen weist darauf hin, daß Yerushalmi und Cankurt, [79-2], auch für turbulente Wirbelschichten, in denen die Blasen sehr schnell koaleszieren und wieder aufbrechen, die oben angegebene Beziehung als vernünftige Näherung anzusehen ist.

Im Bereich der geringen Feststoffkonzentration gibt Matsen folgende empirische Beziehungen an, die er aus Literaturdaten korreliert hat:

$$\frac{u_{sl}}{u_T} = 1 \quad \text{für} \quad (1 - \varepsilon) < 0.0003 \quad [1-14]$$

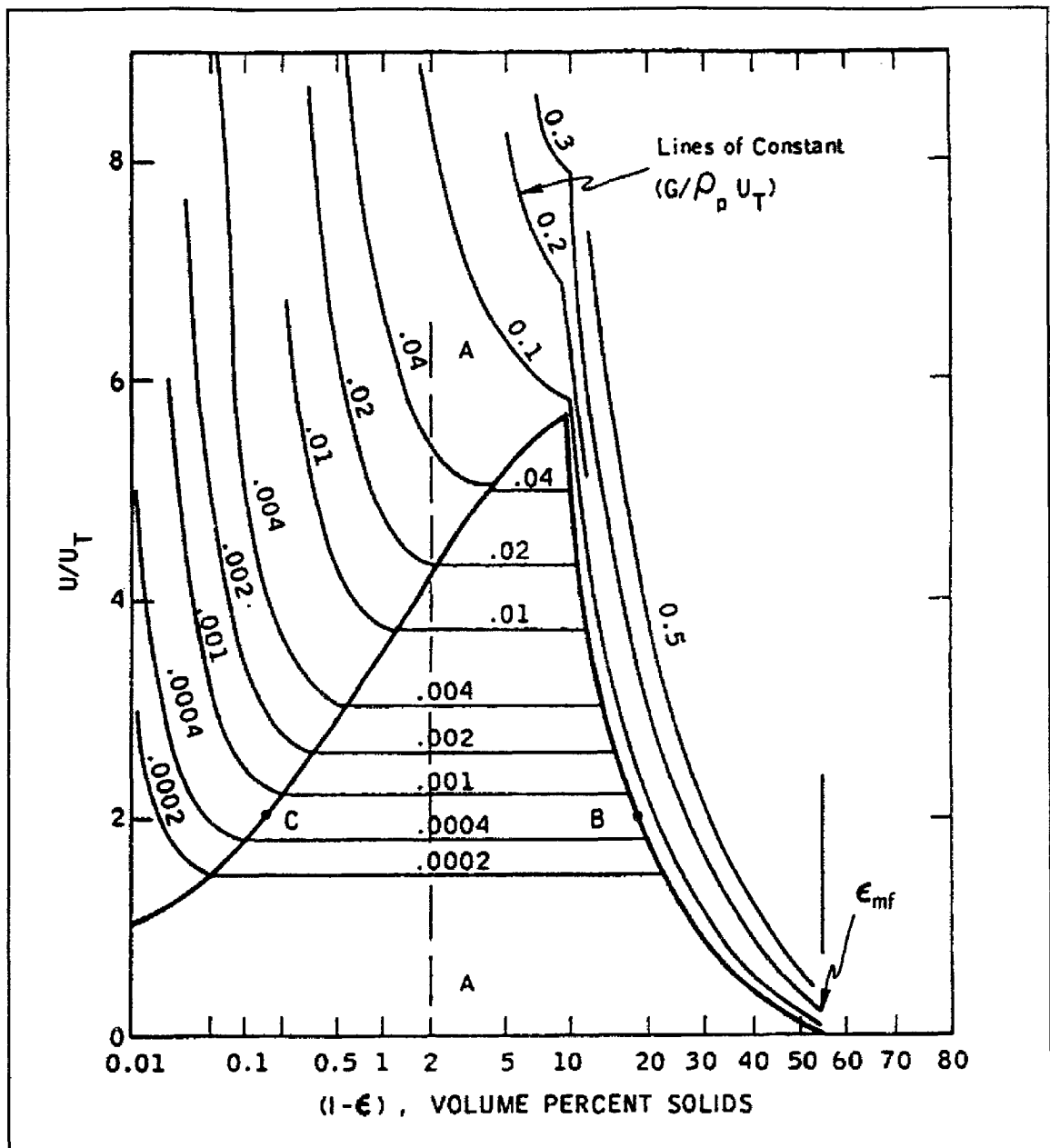
$$\frac{u_{sl}}{u_T} = 10.8 (1 - \varepsilon)^{0.293} \quad \text{für} \quad (1 - \varepsilon) > 0.0003 \quad [1-15]$$

wobei die Schlupfgeschwindigkeit u_{sl} gegeben ist durch

$$u_{sl} = v_G - v_P = \frac{u_G}{\varepsilon} - \frac{u_P}{1 - \varepsilon} \quad [1-16]$$

Abb. 18 auf Seite 25 wurde nun mit $u_B = u_T$ und $u_L = (1/60) u_T$ aus den Gleichungen Gl.1-13 bis Gl.1-16 aufgestellt. Das Gebiet der blasenbildenden Wirbelschicht befindet sich im linken oberen Teil des Bildes und das der geringen Feststoffkonzentration im rechten unteren Teil. Es wird durch eine einhüllende Kurve begrenzt, die die Austragskurve für die blasenbildende Wirbelschicht darstellt. Bewegt man sich vom Gebiet verdünnter Suspension auf diese Kurve zu, etwa durch Verringerung der Gasgeschwindigkeit, so erreicht man hier einen Zustand, bei dem bei kleinen Änderungen von u_G oder u_P plötzlich eine große Änderung des Lückengrades ε auftritt. In diesem Punkt gibt es eine Koexistenz zweier "Phasen", der dichten und der verdünnten Suspension.

Sehr viel anschaulicher werden die Zusammenhänge, wenn die mittlere Feststoffkonzentration ε als Funktion der dimensionslosen Gasgeschwindigkeit u_G/u_T aufgetragen wird. Dabei werden unterschiedliche Feststoffgeschwindigkeiten u_P als Höhenlinien angegeben, Abb. 19 auf Seite 27: Für kleine Gasgeschwindigkeiten existiert ein "Zweiphasengebiet", für einen mittleren Lückengrad ε findet eine Entmischung in eine dichte und eine verdünnte Phase statt. Erst bei ausreichend großer Gasgeschwindigkeit u_G liegt nur noch eine Phase vor.



3.1.2 Wärmeübergang Heizfläche - Wirbelschicht

Die Vorausberechnung von Wärmeübergangszahlen zwischen einer Wirbelschicht und einer in diese Wirbelschicht eintauchenden Heizfläche stellt trotz der Vielzahl ausgeführter und in Betrieb befindlicher Anlagen immer noch eine Schwierigkeit dar. Dies gilt insbesondere für technische Anlagen, die nicht mit einem monodispersen Wirbelgut betrieben werden, sondern mit breiten Kornverteilungen, wie sie Mühlen und Brecher liefern. Besonders bei Betrieb unter erhöhtem Druck ist die Vorausberechnung von Wärmeübergangszahlen schwierig, da hier nur sehr wenige Kaltversuche und kaum Heißversuche zum Wärmeübergang vorliegen. Renz /89-1/ gibt zu dieser Problematik einen guten Überblick.

Martin /80-3/84-1/88-3/ geht wie andere Autoren auch davon aus, daß sich der Wand/Wirbelschicht-Wärmetransport aus drei parallelen Einzelmechanismen zusammensetzt: Der Gaskonvektion, der Strahlung und der Partikelkonvektion.

$$\alpha_{WB} = \alpha_G + \alpha_R + \alpha_P \quad [1-17]$$

Dabei ist mit Partikelkonvektion ein Wärmetransportmechanismus gemeint, bei dem die Partikel Wärme ins umliegende Bett transportieren, die sie beim Kontakt mit der Heizfläche aufgenommen haben. Die einzelnen Terme der Gl.1-17 können nun wie folgt berechnet werden:

Gaskonvektion

Der gaskonvektive Anteil ergibt sich nach Baskakov, zitiert in /88-3/, zu

$$\alpha_G = \frac{\lambda_G}{d_P} 0.009 Pr^{1/3} Ar^{1/2} \quad [1-18]$$

Baskakov hat diese Korrelation aus Stoffübergangsmessungen bei Umgebungsdruck bestimmt. Ihre Gültigkeit für erhöhten Druck kann nur mit Einschränkung angenommen werden, da aber keine anderen Messungen vorliegen, wurde dieser Ansatz verwendet.

Strahlung

Die Strahlung spielt bei dem hier betrachteten Temperaturbereich zwischen 790 ° und 1000 ° eine merkliche Rolle. Dabei setzt sich der Strahlungsanteil streng genommen aus zwei Anteilen zusammen, der Strahlung Wärmetauscher-Partikel und Wärmetauscher-Gas. Der strahlungsbedingte Wärmeübergangskoeffizient berechnet sich nach /88-3/ dabei vereinfacht zu:

$$\alpha_R \approx 4 \varepsilon_{Str} \sigma T_m^3$$

hierbei ist ε_{Str} eine effektive Emissionszahl, die für den in dieser Arbeit untersuchten Fall zu $\varepsilon_{Str} = 0.9$ gewählt wurde. σ hat den Wert $\sigma = 5.6710^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$. T_m ist die mittlere Temperatur.

Partikelkonvektion

Der partikelkonvektive Wärmeübergangskoeffizient hängt direkt mit dem maximalen Wärmeübergangskoeffizienten $\alpha_{WP \max}$ zusammen, der sich bei kurzfristigem Kontakt einer Partikel mit der Wand ergibt. Schlünder, zitiert in /80-3/, gibt für diese Abhängigkeit folgenden Zusammenhang an:

$$\alpha_{WP \max} = \frac{\lambda_G}{d_P} 4 \left[\left(1 + 2 \frac{\ell}{d_P} \right) \ln \left(1 + \frac{d_P}{2\ell} \right) - 1 \right] \quad [1-19]$$

mit

$$2\ell = 4\Lambda \left(\frac{2}{\gamma} - 1 \right) \quad [1-20]$$

dabei ist γ der Akkomodationskoeffizient, ein Maß für die Unvollkommenheit des Energieaustausches beim Stoß eines Gasmoleküles gegen eine Wand. γ ist zu

$$\gamma = \frac{1}{1 + 10^+ \left[\frac{0.6 - \frac{1000 \text{ K}}{T} + 1}{C_A} \right]} \quad [1-21]$$

bestimmt. Für Wasserdampf wird in /88-3/ $C_A = 3.62$ empfohlen. Λ ist die mittlere freie Weglänge der Gasmoleküle, die sich aus den Stoffwerten des Gases berechnen läßt. Mit der Wärmeleitfähigkeit λ_G ergibt sich:

$$\Lambda = \sqrt{\frac{2\pi R T}{M}} \frac{\lambda_G}{P (2c_{pG} - R/M)} \quad [1-22]$$

In vollkommener Analogie zur kinetischen Gastheorie hat Martin /80-3/ den partikelkonvektiven Wärmeübergangskoeffizienten als Funktion des maximalen Wärmeübergangskoeffizienten $\alpha_{WP \max}$ und von Systemdaten angegeben:

$$\alpha_P = \frac{\lambda_g}{d_P} (1 - \varepsilon) Z (1 - e^{-N}) \quad [1-23]$$

dabei ist ε der Lückengrad der Wirbelschicht, und es bedeuten

$$Z = \frac{1}{6} \frac{(\rho c_p)_P}{\lambda_g} \sqrt{\frac{g d_P^3 (\varepsilon - \varepsilon_L)}{5 (1 - \varepsilon_L)(1 - \varepsilon)}} \quad [1-24]$$

wobei ε_L der Lockerungslückengrad ist, und es bedeutet weiterhin:

$$N = \alpha_{WP \max} \frac{d_P}{\lambda_g Z C_K} \quad [1-25]$$

mit C_K als Anpassungskonstante an Messwerte, die zu $C_K = 2.6$ bestimmt wurde.

Es gibt nun zwei Möglichkeiten, um nicht nur monodisperse Feststoffsysteme sondern Feststoffe mit einer Partikelgrößenverteilung zu berücksichtigen. Es kann mit einem "angepaßten" mittleren Korn gerechnet werden, oder es muß die Korngrößenverteilung in dem oben vorgeschlagenen Modell berücksichtigt werden. Der zweite Weg wurde aufgrund des Fehlens von experimentell bestimmten Zusammenhängen zwischen Art der Korngrößenverteilung und "angepaßtem" mittlerem Korn gewählt.

Es kann in Analogie zu Gl.1-23 bis Gl.1-25 für den Wärmeübergangskoeffizienten unter Berücksichtigung einer Partikelgrößenverteilung angesetzt werden:

$$\alpha_P = \sum_i \alpha_{Pi} \quad [1-26]$$

so daß sich der Partikelwärmeübergang α_P als Summe der Einzelwärmeübergänge α_{Pi} ergibt.

Für den Wärmeübergangskoeffizienten kann dann mit dem Volumenanteil der Feststofffraktion y_i geschrieben werden.

$$\alpha_{Pi} = \frac{\lambda_g}{d_{Pi}} (1 - \varepsilon) y_i Z (1 - e^{-N}) \quad [1-27]$$

mit

$$Z = \frac{1}{6} \frac{(\rho c_p)_P}{\lambda_g} \sqrt{\frac{g d_{Pi}^2 \bar{d}_i (\varepsilon - \varepsilon_L)}{5 (1 - \varepsilon_L)(1 - \varepsilon)}} \quad [1-28]$$

und mit

$$\bar{d}_i = \frac{\sum_j y_j d_{Pj}^3}{\sum_j y_j \left(\frac{d_j + d_i}{2} \right)^2} \quad [1-29]$$

sowie N nach Gl.1-25. Das y_j in dieser Formel ist der Zahlenanteil an Teilchen einer Fraktion an der Gesamtzahl an Teilchen und ist nicht identisch mit y_i .

Die Unterschiede zwischen den Gl.1-27 bis Gl.1-29 einerseits und Gl.1-23 und Gl.1-24 andererseits ergeben sich aus einem geänderten Ansatz für den Stoßwirkungsquerschnitt σ_i und der Anzahl der Moleküle pro Volumen n_v .

Eine Veränderung der Schwankungsgeschwindigkeit aus der kinetischen Gastheorie bei unterschiedlich großen Partikeln wurde nicht berücksichtigt, sondern es wurde der Ansatz von Martin /80-3/ übernommen und nur in den aufgezeigten Punkten abgeändert:

$$\frac{1}{2} \overline{w^2} = g l_{frei} \quad [1-30]$$

Die beiden gegenüber der Herleitung von Gl.1-23 in /80-3/ geänderten Ansätze, die zu Gl.1-27 führen, sind damit:

$$l_{frei} = \frac{1}{\sqrt{2} \pi \sigma_i n_v} \quad [1-31]$$

mit dem Stoßwirkungsquerschnitt

$$\sigma_i = \sum_j y_j \left(\frac{d_{Pj} + d_{Pi}}{2} \right)^2 \quad [1-32]$$

und der Anzahl der Partikel pro Volumen

$$n_v = \frac{6}{\pi \sum_j y_j d_{pj}^3} \frac{(1 - \varepsilon)(1 - \varepsilon_L)}{(\varepsilon - \varepsilon_L)} \quad [1-33]$$

Mit diesen Auslegungsgleichungen wurde der Wärmeübergang zwischen Heizfläche und stationärer Wirbelschicht bestimmt. Die beiden Lückengrade ε_L und ε wurden aus Experimenten der Bergbauforschung /88-11/ übernommen, siehe auch Kap. 5.2.

Für den Wärmeübergang in der zirkulierenden Wirbelschicht haben Subbarao und Basu /86-7/ ein Modell angegeben, das sich aber auf Untersuchungen bei Atmosphärendruck stützt und keine Abhängigkeit des Partikeldurchmessers berücksichtigt. Daher wurde auch für die Berechnung des Wärmeübergangs in der zirkulierenden Wirbelschicht das partikelkonvektive Modell von Martin /80-3/ verwendet, wobei als Lückengrad der Lückengrad im Austritt aus dem Steigrohr der zirkulierenden Wirbelschicht eingesetzt wurde. Da für die Auslegung im Rahmen dieser Arbeit ein Wärmetauscher betrachtet wurde, der in das Steigrohr eingehängt wird, braucht nicht der geringere Lückengrad - und damit höhere Wärmeübergang - des wandnahen, abwärts gerichteten Teilchenstromes berücksichtigt werden.

3.2 Modellannahmen

Um eine Simulation einer Wasserdampf-Kohle-Vergasung mit den zur Verfügung stehenden Mitteln und mit größtmöglicher Genauigkeit durchführen zu können, wurde nur das Modell einer Kohlevergasung betrachtet, das sich von einem tatsächlichen technischen Prozeß durch die folgenden Modellannahmen unterscheidet:

1. Feststoffphase

- a. In den einzelnen Apparaten wird der Feststoff als ideal durchmischt angesehen, d. h. die Temperatur im Apparat ist überall gleich hoch, die Abbrandverteilung der einzelnen Kohlepartikel ist in jedem Apparat konstant, der eindosierte Feststoff wird verzögerungsfrei auf die Apparatetemperatur aufgeheizt oder abgekühlt.
- b. In den Apparaten mit der stationären Wirbelschicht ist kein Dichtegradient vorhanden.
- c. In dem Apparat mit der zirkulierenden Wirbelschicht ist eine Dichteänderung mit der Höhe vorhanden. Diese äußert sich, wie von Weiß in /87-10/ vorgeschlagen, in Form eines Dichtesprunges in Höhe des Sekundärgaseintritts.
- d. Das Verweilzeitverhalten der stationären Wirbelschichten entspricht der eines idealen Rührkessels, nach Levenspiel /62-1/.
- e. Das Verweilzeitverhalten der zirkulierenden Wirbelschicht entspricht einem idealen Rührkessel mit einer vorgeschalteten Totzeit, nach /62-1/. Die Totzeit ist gleich der Gasverweilzeit.

- f. Unterschiedlich große K \ddot{o} ksteilchen haben die gleiche relative Reaktionsgeschwindigkeit - bezogen auf die Masse.
- g. Die Zahl der Kohleteilchen bleibt konstant.
- h. Kohle besteht aus drei Phasen, der Asche, dem Koks und den fl \ddot{u} chtigen Bestandteilen.
- i. Es werden nur die Elemente Wasserstoff, Sauerstoff und Kohlenstoff bilanziert.
- j. Der Koks hat eine konstante spezifische W \ddot{a} rmekapazit \ddot{a} t.
- k. Der Feststoff str \ddot{o} mt verz \ddot{o} gerungsfrei zwischen den einzelnen Apparaten, d. h. eine Reaktion findet nur in den Apparaten statt.

2. Gasphase

- a. Es werden nur die Verbindungen Wasserdampf, Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan bilanziert.
- b. Das Gas durchstr \ddot{o} mt die Apparate als Kolbenstr \ddot{o} mung und ist in radialer und azimuthaler Richtung ideal durchmischt.
- c. Die Umsetzung von Wasserdampf mit Kohle erfolgt nach einer Bruttoreaktion, die alle Reaktionsschritte ber \ddot{u} cksichtigt, und es finden keine nachfolgenden Gasphasenreaktionen statt. Das bedeutet, da β sich die Reaktionsgeschwindigkeit als Funktion des verbrauchten Wasserdampfes und der eintretenden Gase beschreiben l \ddot{a} ßt.
- d. Der eindosierte Gas und Wasserdampfstrom wird verz \ddot{o} gerungsfrei auf die Reaktortemperatur aufgeheizt oder abgek \ddot{u} hlt.
- e. Es findet kein gaseitiger Bypass statt.

3. Allgemeines

- a. Die Pyrolyse l \ddot{a} uft in sehr kurzer Zeit ab, wobei die Pyrolyseprodukte Wasserstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid und Methan sind.
- b. Der W \ddot{a} rmeverlust \ddot{u} ber die Reaktorw \ddot{a} nde ist vernachl \ddot{a} sst.
- c. Der Druckverlust entspricht der Bettmasse pro Querschnittsfl \ddot{a} che.
- d. Der Vergasungsvorgang ist kontinuierlich und station \ddot{a} r.
- e. W \ddot{a} rmeverluste des Heliums sowie die Helium-Gebl \ddot{a} seleistung als W \ddot{a} rmequelle wurden vernachl \ddot{a} sst. Da sie in etwa gleich gro β sind, ist der resultierende Fehler klein.

3.3 Chemische Reaktionen und Kinetik der Kohleumsetzung

Kohle besteht aus vier Hauptbestandteilen, der Asche, dem Koks, flüchtigen Bestandteilen und einem gewissen Gehalt an Wasser. Die flüchtigen Bestandteile sind dadurch gekennzeichnet, daß sie durch eine Temperaturerhöhung aus der Koksmatrix ausgetrieben werden können. Sie bilden hierbei Gase und Teere und sie bestehen im wesentlichen aus aliphatischen und aromatischen Kohlenwasserstoffverbindungen, an die andere Elemente angelagert sind.

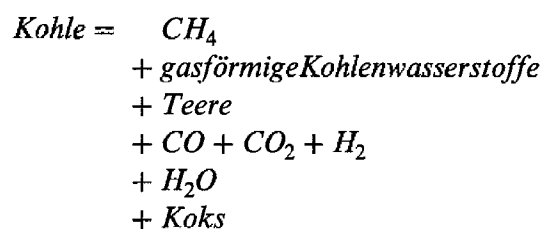
Der Koks besteht im wesentlichen aus Kohlenstoff. Die reaktionsfähigen Anteile (flüchtige Bestandteile und Koks) werden im wesentlichen aus Kohlenstoff, Wasserstoff und Sauerstoff sowie geringeren Mengen an Stickstoff und Schwefel gebildet. Als Naturprodukt enthält die Kohle natürlich auch noch viele weitere Elemente. Kohle läßt sich daher unter Berücksichtigung der Hauptbestandteile auch in molarer Schreibweise darstellen: $C_1H_xO_z$. Die für die vorgeschlagene Kohleveredelung als Referenzkohle verwendete Gasflammkohle Westerholt ist dann $C_1H_{0.735}O_{0.065}$.

Stoff	Einsatzkohle			Koks			umgesetzte Kohle		
	kg	Gew. %	Mol%	kg	Gew. %	Mol%	kg	Gew. %	Mol%
C	0.782	78.02	54.86	0.5505	82.581	77.71	0.2297	68.90	32.13
H	0.0479	4.79	40.33	0.0114	1.704	19.24	0.0365	10.95	61.28
O	0.0675	6.75	3.55	0.0165	2.478	1.75	0.0510	15.30	5.35
N	0.0145	1.45	0.87	0.0088	1.324	1.07	0.0057	1.71	0.68
S	0.013	1.3	0.34	0.0037	0.557	0.2	0.0093	2.79	0.49
Cl	0.0020	0.2	0.05	0.0008	0.119	0.04	0.0012	0.36	0.06
Asche	0.0749	7.49	---	0.0749	11.23	-	-	-	-
Σ	1.0000	100.00	100.00	0.6666	100.00	100.00	0.3334	100.00	100.00

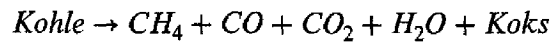
Tab. 1. **Relative Feststoffbilanz für die Pyrolyse:** Die Umsatzgrade ergeben sich damit zu $X_C = 0.2944$; $X_O = 0.7556$; $X_H = 0.762$; $X_N = 0.393$; $X_S = 0.715$; $X_{Cl} = 0.6$; $X_{Kohle} = 0.36$ nach /87-7/

3.3.1 Chemische Reaktionen

Wird ein Kohlekorn auf eine hohe Temperatur gebracht, so werden zuerst die flüchtigen Bestandteile ausgetrieben. Dies wird Pyrolyse genannt. Der formale Ablauf einer Pyrolyse läßt sich nach /81-3/ folgendermaßen beschreiben:



Setzen sich die Pyrolyseprodukte im Vergasungsreaktor zu den Folgeprodukten der Vergasung um, so genügt folgende einfache Reaktionsfolge:



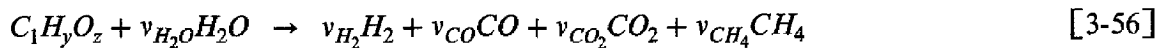
Dabei entsteht ein Koks mit der Zusammensetzung $\text{C}_1\text{H}_{0,248}\text{O}_{0,023}$, siehe Tab. 1 auf Seite 33. Den Hauptbestandteil der Kohlen bildet der Kokskohlenstoff, der sich nicht durch eine Temperaturerhöhung austreiben läßt, sondern der mit dem Vergasungsmittel reagiert werden muß, um aus ihm ein gasförmiges Produkt zu erhalten. Eine Zusammenstellung der wesentlichen an der Kohlevergasung beteiligten Grundreaktionen findet sich in Tab. 2.

<i>heterogene Reaktionen, Gas/Feststoff</i>	<i>ΔH in kJ/kmol</i>	
heterogene Wassergasreaktion: $\text{C} + \text{H}_2\text{O}_{\text{gasförmig}} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$	+ 119	[3-1]
Boudouard- Reaktion: $\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2 \text{CO}$	+ 162	[3-2]
hydrierende Vergasung: $\text{C} + 2 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4$	- 87	[3-3]
<i>homogene Reaktionen, Gas/Gas</i>		
homogene Wassergasreaktion: $\text{CO} + \text{H}_2\text{O}_{\text{gasförmig}} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	- 42	[3-4]
Methanisierung: $\text{CO} + 3 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}_{\text{gasförmig}}$	- 206	[3-5]
<i>Pyrolysereaktionen</i>		
$\text{C}_1\text{H}_y\text{O}_z = (1 - z)\text{C} + z\text{CO} + \frac{y}{2} \text{H}_2$	---	[3-6]
$\text{C}_1\text{H}_y\text{O}_z = (1 - z - \frac{y}{8})\text{C} + z\text{CO} + \frac{y}{4} \text{H}_2 + \frac{y}{8} \text{CH}_4$	---	[3-7]

Tab. 2. Grundreaktionen: Anmerkung zu ΔH : Bezugszustand ist 298 K, 1 bar mit C als Kokskohlenstoff /81-3/.

Weitere Parallel- und Folgereaktionen sind natürlich möglich und denkbar. Sie können aber im allgemeinen als Linearkombination der in Tab. 2 aufgeführten Grundreaktionen beschrieben werden.

Für die mathematische Modellierung im Rahmen dieser Arbeit wird gemäß Kapitel 3.2 davon ausgegangen, daß sich die stattfindenden Reaktionen durch eine Bruttoreaktion beschreiben lassen:



die stöchiometrischen Koeffizienten ν_i ergeben sich aus den Gasanalysen (siehe Tab. 8 auf Seite 49), die die Bergbau-Forschung experimentell bestimmt hat.

3.3.2 Kinetik

Arendt /80-2/ hat umfangreiche Untersuchungen zur Kinetik der Pyrolyse von Gasflammkohlen in wasserdampf- und wasserstoffhaltigen Atmosphären durchgeführt. Die Reaktionsgeschwindigkeit der Pyrolysereaktionen ist bei ausreichend großer Aufheizgeschwindigkeit, wie sie sich beim Eintrag in eine Wirbelschicht ergeben, so groß, daß lediglich Verweilzeiten im Sekundenbereich für eine vollständige Pyrolyse notwendig sind. Da die Reaktionsgeschwindigkeiten der Pyrolysereaktionen um mehrere Größenordnungen schneller sind als die Reaktionsgeschwindigkeiten bei der Umsetzung des Koks, soll im weiteren nur noch die Kinetik des Koks betrachtet werden.

„Die Reaktivität von Koks hängt entscheidend von deren Vorgeschichte wie Pyrolysebedingungen, Inkohlungsgrad und Sauerstoffgehalt, von der Anzahl aktiver Zentren auf der spezifischen Kohlenstoffoberfläche, der Porenstruktur, der Art und Beladung mit Katalysator und der Vergasungsmittelzusammensetzung ab. Zudem haben der Druck und die Temperatur, also die Reaktionsbedingungen einen entscheidenden Einfluß auf die Vergasungsgeschwindigkeit.

Während der Vergasung wird der Kohlenstoff verbraucht, wobei sich die Dichte der aktiven Zentren pro Flächeneinheit ändert. Unter aktiven Zentren versteht man reaktive, an der zugänglichen Oberfläche liegende Kohlenstoffatome, mit denen das Vergasungsmittel reagiert.

Da bei porösen Materialien wie den Koks der größte Teil der reagierenden Oberfläche von der inneren Oberfläche gebildet wird, muß das Vergasungsmittel in den porösen Festkörper eindiffundieren. Diese Gas/Feststoffreaktion kann durch sieben aufeinanderfolgende Reaktionsschritte beschrieben werden:

1. Transport der Reaktanden durch den adhärenen Grenzfilm an die äußere Oberfläche
2. Transport der Reaktanden in den Poren
3. Adsorption der Reaktanden auf aktive Zentren
4. Chemische Reaktion zwischen Vergasungsmittel und Kohlenstoff
5. Desorption der Reaktionsprodukte
6. Transport der Produkte aus den Poren heraus
7. Transport der Produkte durch den Grenzfilm in den freien Gasraum

Die Vergasungsgeschwindigkeit wird bestimmt durch die Geschwindigkeit des langsamsten Schrittes. Faßt man die Einzelreaktionen zu einem Ausdruck zusammen, können technische Vergaser beschrieben und modelliert werden. Im Temperaturbereich $T < 1000^\circ\text{C}$ ist die chemische Reaktion geschwindigkeitsbestimmend.“ /86-11/

Mühlen /83-2/ hat zur Beschreibung der unkatalysierten Wasserdampfvergasung der deutschen Gasflammkohle "Leopold" ein Modell entwickelt, das ausgehend von kinetischen Ansätzen für die Kohleumsetzung mit reinen Vergasungsmitteln und Vergasungsmitteln aus einem Zweistoff-Gasgemisch die komplexe Vergasung mit vielfältigen Gasgemischen beschreibt. Er ging dabei von den in Tab. 3 gezeigten Teilreaktionen aus, für die er kinetische Daten ermittelte.

Schritt 1:	$CO_2 + C_f \xrightleftharpoons[k_{-1}]{k_1} CO + C(O)$	[3-8]
Schritt 3:	$CO + C_f \xrightleftharpoons[k_{-3}]{k_3} C(CO)$	[3-9]
Schritt 4:	$CO_2 + C(CO) \xrightarrow{k_4} 2 CO + C(O)$	[3-10]
Schritt 8:	$C(H_2) + H_2 + n C_i \xrightleftharpoons[k_{-8}]{k_8} CH_4 + n C_f$	[3-11]
Schritt 14:	$H_2O + C_f \xrightleftharpoons[k_{-14}]{k_{14}} C(OH) + C(H)$	[3-12]
Schritt 15:	$C(OH) + C(H) \xrightarrow{k_{15}} C(O) + C(H_2)$	[3-13]
Schritt 2:	$C(O) + n C_i \xrightarrow{k_2} CO + n C_f$	[3-14]
Schritt 7:	$H_2 + C_f \xrightleftharpoons[k_{-7}]{k_7} C(H_2)$	[3-15]
Schritt 17:	$C(H_2) + H_2O + n C_i \xrightarrow{k_{17}} CH_4 + C(O) + (n-1) C_f$	[3-16]

Tab. 3. **Teilreaktionen:** Darin stellt C_f ein aktives und C_i ein inaktives Kohlenstoffzentrum dar. $C(\dots)$ steht für die Adsorption eines Gasmoleküls an ein Kohlenstoffzentrum, nach Mühlen in /83-2/.

Für den stationären Zustand kann mit den anteiligen Oberflächenbelegungen

$$\Theta_1 = [(OH)(H)] \quad [3-17]$$

$$\Theta_2 = [(H_2)] \quad [3-18]$$

$$\Theta_3 = [(O)] \quad [3-19]$$

$$\Theta_4 = [(CO)] \quad [3-20]$$

und den Teilreaktionen nach Tab. 3 kann folgendes Gleichungssystem aufgestellt werden:

$$k_{14}P_{H_2O}(1 - \Theta_1 - \Theta_2 - \Theta_3 - \Theta_4) = (k_{-14} + k_{15}) \Theta_1 \quad [3-21]$$

$$k_7P_{H_2}(1 - \Theta_1 - \Theta_2 - \Theta_3 - \Theta_4) + k_{15}\Theta_1 = (k_{-7} + k_{17}P_{H_2O} + k_8P_{H_2}) \Theta_2 \quad [3-22]$$

$$k_{15}\Theta_1 + k_{17}P_{H_2O}\Theta_2 + k_1P_{CO_2}(1 - \Theta_1 - \Theta_2 - \Theta_3 - \Theta_4) + k_4P_{CO_2}\Theta_4 = k_2\Theta_3 \quad [3-23]$$

$$k_3P_{CO}(1 - \Theta_1 - \Theta_2 - \Theta_3 - \Theta_4) = (k_{-3} + k_4P_{CO_2}) \Theta_4 \quad [3-24]$$

$r_1 = k_1$	[3-27]
$r_2 = \frac{k_1}{k_2} + \frac{k_4}{k_{-3}}$	[3-28]
$r_3 = \frac{k_3}{k_{-3}}$	[3-29]
$r_4 = \frac{k_7k_8}{k_{-7}}$	[3-30]
$r_5 = \frac{k_7 + k_8}{k_{-7}}$	[3-31]
$r_9 = \frac{k_{14}k_{15}}{k_{-14} + k_{15}}$	[3-32]
$r_{10} = \frac{k_{14}k_{15}(k_2 + k_{-7})}{(k_{-14} + k_{15})k_{-7}} + 2 \frac{k_7k_{17}}{k_{-7}}$	[3-33]
$r_{12} = 2 \frac{k_{14}k_{15}k_8}{(k_{-14} + k_{15})k_{-7}} + \frac{k_7k_{17}}{k_{-7}}$	[3-34]

Tab. 4. Bedeutung der Reaktionskonstanten: nach /83-2/

Nach den Teilreaktionen aus Tab. 3 auf Seite 36 läßt sich der Kohlenstoffumsatz als Summe der Schritte 2, 8, und 17 beschreiben, und es ergibt sich für die Reaktionsgeschwindigkeit, mit der der Kohlenstoff umgesetzt wird, folgender Ausdruck:

$$R_s(X=0) = k_2\Theta_3 + k_{17}P_{H_2O}\Theta_2 + k_8P_{H_2}\Theta_2 \quad [3-25]$$

Damit folgt nach einigen Umrechnungen der kinetische Ausdruck:

$$R_s(X=0) = \frac{r_1P_{CO_2} + r_9P_{H_2O} + r_{12}P_{H_2O}P_{H_2} + r_4P_{H_2}^2}{1 + r_2P_{CO_2} + r_3P_{CO} + r_{10}P_{H_2O} + r_5P_{H_2}} \quad [3-26]$$

Hierin sind bis auf r_4 alle Terme vernachlässigt, die zwei und mehr Partialdrücke enthalten. Die Koeffizienten r_i stimmen mit denen, die sich in /83-2/ aus den Reaktionsgleichungen mit binären Vergasungsmitteln ergeben haben, überein und sind in Tab. 4 zusammengefaßt. Schuhmacher /86-11/ hat zusätzlich zu den kinetischen Daten, die Mühlen /83-2/ für einen Koks aus der Gasflammkohle "Leopold" bestimmt und mit dem oben dargestellten Modell beschrieben hat, auch Werte für die in dieser Arbeit als Referenz verwendete Gasflammkohle "Westerholt" gemessen. Er benutzte zur Darstellung seiner kinetischen Daten das von Mühlen vorgeschlagene Modell. Seine Ergebnisse sind

in Tab. 5 auf Seite 38 zusammengefasst. Im Gegensatz zu homogenen Gasreaktionen, bei denen die Aktivierungsenergien unabhängig vom Fortschritt der Reaktion sind, liegt im Falle heterogener Systeme eine Verteilung der Aktivierungsenergien vor. Je nach Versuchsbedingungen und Einsatzmaterial ändert sich diese Verteilung mit fortschreitender Reaktion. Denn es werden die Zentren mit niedrigster Aktivierungsschwelle bevorzugt abgebaut. Die reaktionsträgeren Kohlenstoffzentren hingegen tragen fast nicht zum Umsatz bei. Dieser Vorgang tritt besonders deutlich auf, wenn das Vergasungsmittel Anteile an H_2 , CO und CH_4 enthält, da diese dann die Oberfläche belegen, ohne gut mit ihr reagieren zu können. Auf diese Weise reichern sich die reaktionsträgeren Kohlenstoffzentren mit fortschreitendem Umsatzgrad des Feststoffes immer mehr an. Es handelt sich daher bei den empirisch ermittelten Werten für Aktivierungsenergien immer um Mittelwerte, und die mittlere Aktivierungsenergie wächst über dem Abbrand an. Dies entspricht auch den Beobachtungen vieler Experimentatoren, die gegen Ende der Reaktion eine Angleichung der Koksstruktur an die des Graphits feststellten /83-2/.

Reaktion	Frequenzfaktor k_i	Einheit	Aktivierungsenergie E_{0i} kJ/mol
r_1	$6.35 \cdot 10^{+4}$	$\text{bar}^{-1} \text{ min}^{-1}$	158.1
r_2	$1.36 \cdot 10^{-1}$	bar^{-1}	4.9
r_3	$2.41 \cdot 10^{-7}$	bar^{-1}	156.3
r_4	$1.63 \cdot 10^{+9}$	$\text{bar}^{-2} \text{ min}^{-1}$	280.5
r_5	$1.12 \cdot 10^{-5}$	bar^{-1}	112.3
r_9	$3.07 \cdot 10^{+7}$	$\text{bar}^{-1} \text{ min}^{-1}$	196.1
r_{10}	$1.16 \cdot 10^{+3}$	bar^{-1}	74.3
r_{12}	$4.81 \cdot 10^{+1}$	$\text{bar}^{-2} \text{ min}^{-1}$	103.2
$r_i = k_i e^{-\left[\frac{E_{0i}}{RT} \right]}$			[3-35]

Tab. 5. Reaktionskonstanten für GFK "Westerholt": Die über nichtlineare Regression ermittelten Reaktionskonstanten lassen keine sinnvolle physikalische Deutung einzelner Werte zu, da für die kinetischen Formeln ein Mechanismus abgeleitet wurde /83-2/, der sich aus 9 Elementarschritten zusammensetzt (vergl. Tab. 3 auf Seite 36), womit die einzelnen Terme in ihrer Zusammensetzung zu komplex werden (vergl. Tab. 4 auf Seite 37). Nach /83-2/

Für die Aktivierungsenergien aus Tab. 5 kann dieser Zusammenhang wie folgt beschrieben werden:

$$E(X \neq 0) = E_0 + b X \quad [3-36]$$

mit E als Aktivierungsenergie und E_0 als Aktivierungsenergie beim Abbrand $X = 0$, für die Reaktionskonstanten gilt demzufolge:

$$r_i = k_i e^{-\left[\frac{E_0}{RT} \right]} e^{-\left[\frac{bX}{RT} \right]} \quad [3-37]$$

Für die abbrandabhängige Aktivierungsenergie b hat Schumacher folgenden empirischen Ansatz für ein Vergasungsmittel aus H_2O und H_2 bestimmt, und ihn auch auf die Vergasung mit komplexen Vergasungsmitteln übertragen:

$$b = 32.9 - 0.3 P_{H_2O} \quad P \text{ in bar und } b \text{ in kJ/mol} \quad [3-38]$$

Der gesamte Ausdruck für die Reaktionsgeschwindigkeit läßt sich demnach schreiben als:

$$R_s(X) = R_s(X=0) e^{-\left[\frac{b X^2}{R T} \right]} \quad [3-39]$$

Im weiteren wird $R_s(X=0)$ durch R_0 ersetzt. Wie in Kapitel 3.2 bereits erläutert, wurde im Rahmen dieser Arbeit gasseitig nur der Wasserdampf bilanziert. Die Produktgase wurden unter Verwendung einer Bruttoreaktionsgleichung Gl.3-56 nur als vom Wasserdampfdruck abhängige Größen berücksichtigt. Mit dieser Vereinfachung konnte die kinetische Gleichung Gl.3-26 folgendermaßen geschrieben werden:

$$R_0 = \frac{\tilde{r}_1 \frac{\dot{n}_{Gas}}{\dot{n}_{ges}} + \tilde{r}_9 \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{ges}} + \tilde{r}_{12} \frac{\dot{n}_{H_2O} \dot{n}_{Gas}}{\dot{n}_{ges}^2} + \tilde{r}_4 \frac{\dot{n}_{Gas}^2}{\dot{n}_{ges}^2}}{1 + \tilde{r}_2 \frac{\dot{n}_{Gas}}{\dot{n}_{ges}} + \tilde{r}_3 \frac{\dot{n}_{Gas}}{\dot{n}_{ges}} + \tilde{r}_{10} \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{ges}} + \tilde{r}_5 \frac{\dot{n}_{Gas}}{\dot{n}_{ges}}} \quad [3-40]$$

Die modifizierten Reaktionsgeschwindigkeiten \tilde{r}_i sind in Tab. 6 auf Seite 40 zusammengefaßt, wobei n_{Gas} die Molmenge der Produktgase H_2 , CO , CO_2 und CH_4 darstellt. Die Molmenge an Wasserdampf im Apparat wird durch n_{H_2O} und der am Eintritt in den Apparat durch n_{H_2Oa} dargestellt. Weiterhin bezeichnet n_{ges} die gesamten Molmenge an Gasförmigen: $n_{ges} = n_{H_2O} + n_{Gas}$. Damit ergeben sich die in Gl.3-40 verwendeten bezogenen Größen zu:

$$\frac{\dot{n}_{Gas}}{\dot{n}_{ges}} = \frac{1 - \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2Oa}} + \Phi K_1}{1 - \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2Oa}} (1 - K_1)} \quad [3-49]$$

$$\tilde{r}_1 = r_1 P_{ges} (\psi_{CO_2} + \psi_{CO_2\alpha} \Phi) \quad [3-41]$$

$$\tilde{r}_2 = r_2 P_{ges} (\psi_{CO_2} + \psi_{CO_2\alpha} \Phi) \quad [3-42]$$

$$\tilde{r}_3 = r_3 P_{ges} (\psi_{CO} + \psi_{CO\alpha} \Phi) \quad [3-43]$$

$$\tilde{r}_4 = r_4 P_{ges}^2 (\psi_{H_2} + \psi_{H_2\alpha} \Phi)^2 \quad [3-44]$$

$$\tilde{r}_5 = r_5 P_{ges} (\psi_{H_2} + \psi_{H_2\alpha} \Phi) \quad [3-45]$$

$$\tilde{r}_9 = r_9 P_{ges} \quad [3-46]$$

$$\tilde{r}_{10} = r_{10} P_{ges} \quad [3-47]$$

$$\tilde{r}_{12} = r_{12} P_{ges}^2 (\psi_{H_2} + \psi_{H_2\alpha} \Phi) \quad [3-48]$$

Tab. 6. Modifizierte Reaktionsgeschwindigkeiten

$$\frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{ges}} = \frac{K_1 \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2O\alpha}}}{1 - \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2O\alpha}} (1 - K_1)} \quad [3-50]$$

$$\dot{n}_{ges} = \dot{n}_{H_2O\alpha} \frac{1}{K_1} - \dot{n}_{H_2O} \left(\frac{1}{K_1} - 1 \right) + \Phi \quad [3-51]$$

wobei K_1 das Verhältnis zwischen verbrauchtem Wasserdampf und Produktgas darstellt:

$$K_1 = \frac{\dot{n}_{H_2O\alpha} - \dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{Gas}} = \frac{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - \gamma (\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})}{2} \quad [3-52]$$

und Φ das Verhältnis von eintretendem Produktgas zu eintretendem Wasserdampf beschreibt

$$\Phi = \sum_4 \frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_{H_2O\alpha}} \quad [3-53]$$

Gl.3-40 hängt damit nur noch vom Wasserdampfmolenstrom \dot{n}_{H_2O} ab. Die Reaktionsgeschwindigkeit ist in Abb. 21 auf Seite 42 mit den Werten aus Tab. 5 auf Seite 38 dargestellt.

Die in Abb. 20 auf Seite 41 dargestellte Abbrandhemmung nach Gl.3-38 wirkt sich nur bei dem Vorhandensein von H_2 , CO und CH_4 aus. Dadurch ergeben sich bei einer

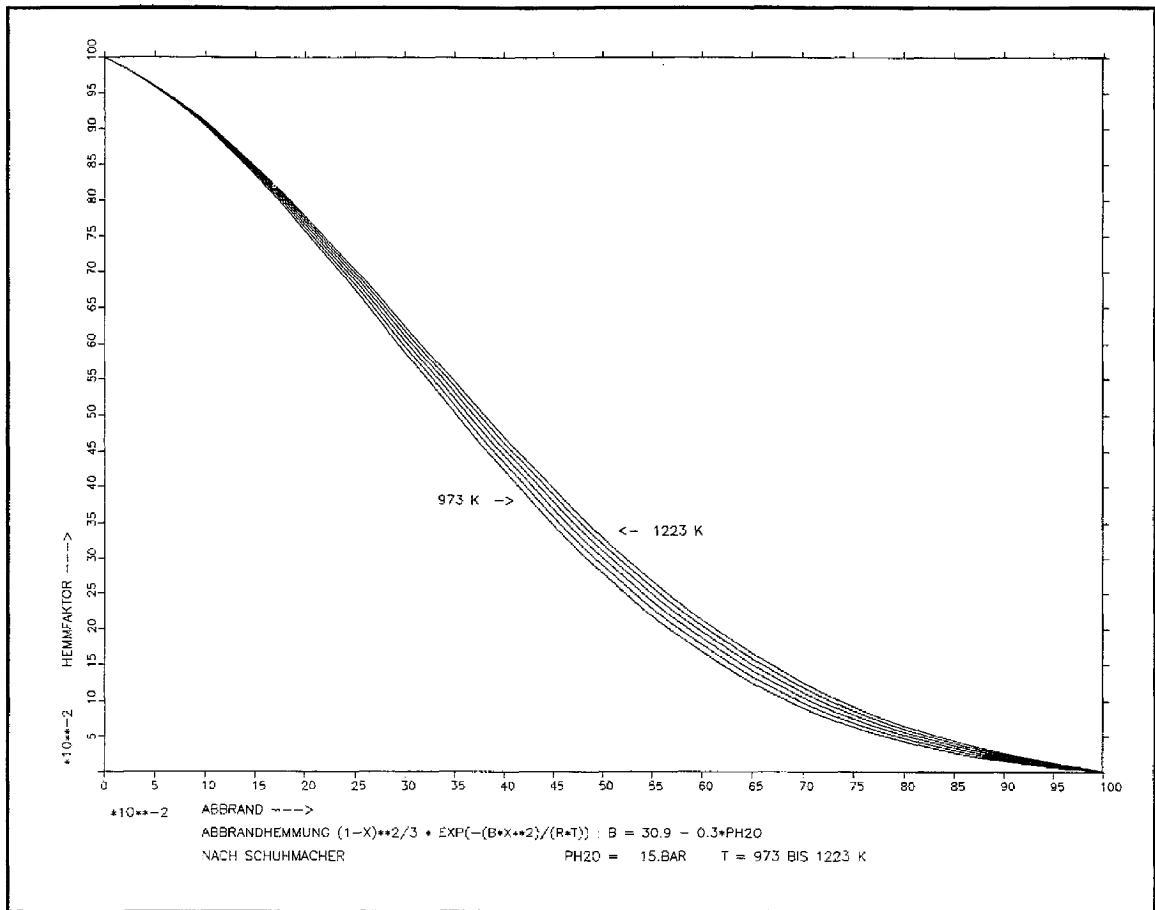


Abb. 20. Abbrandhemmung: Aufgetragen ist die relative Abbrandhemmung als Funktion des Abbrandes, entsprechend Gl.3-38.

Vergasung mit reinem Wasserdampf für große Umsatzgrade keine Einbußen an Reaktionsgeschwindigkeit. Diese Zusammenhänge hat Hoffmann /87-6/ untersucht. Mit Hilfe der von ihm veröffentlichten Ergebnisse ließ sich im Gegensatz zu Gl.3-38 folgender Ansatz für die Abbrandhemmung aufstellen:

$$b = \ln[1 + P_{H_2} + P_{CO}] \frac{1220 - T}{4.375} \quad P \text{ in bar, } T \text{ in K, und } b \text{ in } \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \quad [3-54]$$

Wegen der leichteren Handhabbarkeit wurde aber im Rahmen dieser Arbeit für Wasserstoff und Kohlenmonoxid drücke über 3 bar mit Gl.3-38 verwendet, und mit einer linearen Interpolation zwischen Gl.3-38 und dem Zustand bei reinem Wasserdampf

$$b = (32.9 - 0.3 P_{H_2O}) \frac{P_{H_2} + P_{CO}}{3} \quad [3-55]$$

für Wasserstoff und Kohlenmonoxid drücke unter 3 bar gerechnet. Durch diese "nicht abbrandgehemmte Reaktion" bei einer Gasumgebung mit reinem oder fast reinem Wasserdampf kommt es zu deutlich größeren Reaktionsgeschwindigkeiten der Vergasungsreaktion in Bodennähe eines Wirbelschichtapparates, da sich dort noch kein Produktgas gebildet hat.

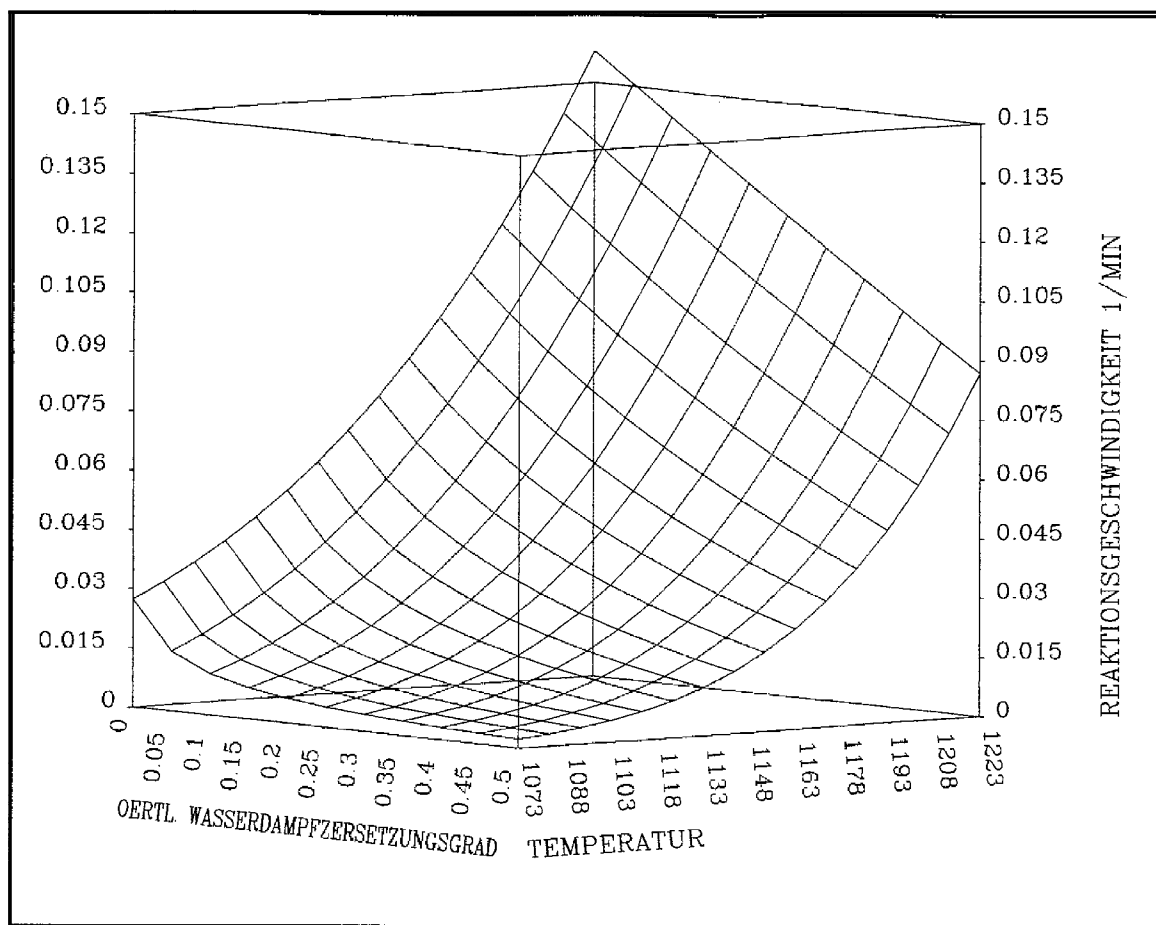


Abb. 21. Reaktionsgeschwindigkeit: Gezeigt ist die Reaktionsgeschwindigkeit der Vergasungsreaktionen in Abhängigkeit von der absoluten Temperatur und dem örtlichen Wasserdampferetzungsgrad. Derselbe Zusammenhang ist in Abb. 26 auf Seite 60 in zweidimensionaler Auftragung gezeigt.

Die in diesem Kapitel eingeführte Vereinfachung, nach der sich die chemischen Reaktionen durch eine Bruttoreaktion Gl.3-56 beschreiben lassen, die nur noch vom Wasserdampfumsatz abhängt, ist nur zulässig, wenn diese Bruttoreaktion in einer Großanlage zuverlässig ermittelt werden konnte. Dies ist für den Rahmen dieser Arbeit geschehen.

Das im folgenden vorgeschlagene Berechnungsmodell benutzt die oben angeführte Vereinfachung. Eine Erweiterung dieses Modells, so daß es ohne diese Vereinfachung auskommt ist ohne weiteres möglich, da kinetische Daten für die dann zusätzlich zu betrachtenden homogenen Gasreaktionen in der Literatur vorliegen. Eine Schwierigkeit liegt allerdings in der Erfassung der Gaszustände einer Wirbelschicht, die naturgemäß einen großen Einfluß auf die Reaktionskinetik haben.

Da diese Erweiterungen den Rahmen dieser Arbeit gesprengt hätten und außerdem wegen des Vorliegens von Bruttoreaktionen für die vorgestellte Auslegung nicht notwendig waren, wurde das Berechnungsmodell in der vorgestellten Form verwendet.

Weiterführende Arbeiten zu diesem Themenkomplex, die auch die Kinetik der homogenen Gasreaktionen beinhalten sind inzwischen bei der Bergbau-Forschung in Essen initiiert worden.

3.4 Bilanzgleichungen

Zur Auslegung eines chemisch-technischen Prozesses müssen die Erhaltungssätze, ausgedrückt durch Bilanzgleichungen, berücksichtigt werden. Von Interesse für diese Auslegung waren die Massenerhaltung, die Massenerhaltung für die einzelne Stoffart, die durch die beiden Indikatorstoffe Kohle und Wasserdampf berücksichtigt wurde, die Impulserhaltung, wie sie in Kap. 3.1 beschrieben wurde, und die Erhaltung der Energie. Keine Berücksichtigung fand die Erhaltung des Drehimpulses.

Die Wasserdampf-Kohle-Vergasung kann, wie in Kap.3.2 angegeben, durch eine Feststoff- und eine Gasphase beschrieben werden. Darin ist die Gasphase durch den Wasserdampfmassenstrom und die Feststoffphase durch den Massenstrom an Koks beschrieben. Der Koks wird dargestellt durch den frischen Koks und seinen Abbrand X ,

$$X = \frac{m_\alpha - m}{m_\alpha} \quad [4-1]$$

mit m_α als Anfangsmasse und m als augenblicklicher Masse eines Kokskorns.

Die Bilanz für die Stoffart i kann nun nach /83-4/ in allgemeiner Form beschrieben werden:

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} = -(\nabla \rho_i \vec{u}) - (\nabla \vec{m}_i) + Q - S \quad [4-2]$$

mit

$-(\nabla \rho_i \vec{u})$ als konvektiv in das Volumenelement transportierte Masse der Stoffart i

$-(\nabla \vec{m}_i)$ als diffusiv in das Volumenelement transportierte Masse der Stoffart i

Q als im Volumenelement entstehende Masse der Komponente i

S als im Volumenelement verschwindende Masse der Komponente i

3.4.1 Bilanz für die Kohleteilchen

Für die Bilanzierung der Masse der Kohleteilchen wurde nicht Gl.4-2 mit der Dichte ρ_i als zu bilanzierende Größe herangezogen. Wegen der Konstanz der Partikelanzahl wurde eine andere Schreibweise, wie sie von Randolph und Larson in /71-1/ vorgestellt wird, gewählt. Bilanziert wird über die Anzahl an Kohleteilchen N . Mit der Verteilung der Partikelanzahl n über dem Abbrand X

$$n = \frac{\partial N}{\partial X} \quad [4-3]$$

ergibt sich als Partikelzahlbilanz in eindimensionaler Schreibweise:

$$\frac{\partial n}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial h} \left(d \frac{h}{dt} n \right) + \frac{\partial}{\partial X} \left(\frac{dX}{dt} n \right) + S - Q = 0 \quad [4-4]$$

wobei h die Höhenkoordinate ist.

Da es sich um einen stationären Prozeß handelt, ist

$$\frac{\partial n}{\partial t} = 0 \quad [4-5]$$

und da der Apparat ideal durchmischt sein soll, gilt für die Vertikalgeschwindigkeit des Feststoffes

$$u_h = \frac{dh}{dt} = 0 \quad [4-6]$$

so daß sich Gl.4-4 reduziert zu

$$\frac{\partial}{\partial X} \left(\frac{dX}{dt} n \right) + S - Q = 0 \quad [4-7]$$

Hierin ist

$$\frac{dX}{dt} = R_0 (1 - X)^{2/3} e^{-[b X^2]} \quad [4-8]$$

die Reaktionsgeschwindigkeit des Kokes nach Kap. 3.3.

Für den Quellterm gilt

$$Q \begin{cases} = \frac{1}{\tau} \frac{N_0}{V} \text{ für } X=0 \\ = 0 \text{ für } X>0 \end{cases} \quad [4-9]$$

mit der mittleren Verweilzeit τ .

Es gilt für die Senke

$$S = \frac{1}{\tau} \int_0^1 n(X) w(X) dX \quad [4-10]$$

mit der Schwundwahrscheinlichkeit $w(X)$ als Funktion der Verweilzeitverteilung $E(t)$

$$w(X) dX = E(t) dt \quad [4-11]$$

wobei für einen idealen Rührkessel gilt:

$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\left[\frac{t}{\tau}\right]} \quad [4-12]$$

Den fehlenden Zusammenhang zwischen dem Abbrand X und der Zeit t , der sich durch Einsetzen von Gl.4-12 und Gl.4-11 in Gl.4-10 ergibt, liefert die Reaktionsgeschwindigkeit Gl.4-8.

3.4.2 Bilanz für den Wasserdampf

Die Bilanz für die Stoffart Gl.4-2 läßt sich für den Wasserdampf im Reaktionsapparat bei eindimensionaler Betrachtung und für einen stationären Prozeß mit der Höhe h als Ortsvariable schreiben:

$$\frac{\partial(\rho_{H_2O} u_h)}{\partial h} = Q_{H_2O} - S_{H_2O} \quad [4-13]$$

darin stellt ρ_{H_2O} die Partialdichte des Wasserdampfs, u_h die Vertikalgeschwindigkeit des durch den Apparat strömenden Gasgemisches und Q_{H_2O} und S_{H_2O} die Quellen und Senken an Wasserdampf dar.

Es kann ersetzt werden

$$\rho_{H_2O} u_h = \frac{M_{H_2O}}{\varepsilon A} \dot{n}_{H_2O} \quad [4-14]$$

mit \dot{n}_{H_2O} als Wasserdampfmolenstrom und M_{H_2O} als Molmasse des Wassers sowie ε als Gasvolumenanteil, so daß sich aus Gl.4-13

$$\frac{M_{H_2O}}{\varepsilon A} \frac{\partial(\dot{n}_{H_2O})}{\partial h} = Q_{H_2O} - S_{H_2O} \quad [4-15]$$

ergibt. Da im hier betrachteten Reaktionssystem kein Wasserdampf entsteht, ist der Quellterm $Q_{H_2O} = 0$. Die Senke S_{H_2O} beschreibt die wasserdampfverbrauchenden Reaktionen, also die Kohlevergasungsreaktionen.

Der Zusammenhang zwischen der Reaktionsgeschwindigkeit der Kohle, wie sie in Kap. 3.3 beschrieben wurde, und der des Wasserdampfes läßt sich folgendermaßen bestimmen:

Die Gesamtstoffbilanz für die im Apparat vorhandenen Gase lautet:

$$\dot{n}_{ges} = \dot{n}_{H_2O\alpha} + \sum_1^4 \dot{n}_{iGas\alpha} + \sum_1^4 \dot{n}_{iGas} - \dot{n}_{H_2O\text{verbr.}} \quad [4-16]$$

mit \dot{n}_{ges} als Gesamtmolenstrom, $\dot{n}_{H_2O\alpha}$ in den Apparat eingetretenes Wasser, $\dot{n}_{iGas\alpha}$ eintretendes Gas, \dot{n}_{iGas} gebildetes Produktgas und $\dot{n}_{H_2O\text{verbr.}}$ bei der Kohleumsetzung verbrauchter Wasserdampf. Die Reaktionsgleichung liefert außerdem, nach Kap. 3.3.1

$$\dot{n}_{H_2O\text{verbr.}} = \sum_1^4 \dot{n}_{iGas} \frac{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - y(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})}{2} \quad [4-17]$$

wobei y aus der Summenformel $C_1H_yO_z$ des Koksens stammt. Mit $y = 0.24$ für Koks aus Gasflammkohle "Westerholt".

Damit ergibt sich für die insgesamt im Reaktor vorhandenen Gase

$$\dot{n}_{ges} = \dot{n}_{H_2O\alpha} + \dot{n}_{H_2O\text{verbr.}} \left(\frac{2}{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - y(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})} - 1 \right) + \sum_1^4 \dot{n}_{iGas\alpha} \quad [4-18]$$

Außerdem kann natürlich trivialerweise angesetzt werden

$$\dot{n}_{H_2O\text{verbr.}} = \dot{n}_{H_2O\alpha} - \dot{n}_{H_2O} \quad [4-19]$$

so daß sich aus Gl.4-18

$$\dot{n}_{ges} = (\dot{n}_{H_2O_2} - \dot{n}_{H_2O}) \frac{2}{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - \gamma(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})} + \dot{n}_{H_2O} + \sum_1^4 \dot{n}_{iGas} \quad [4-20]$$

ergibt.

Außerdem gilt folgende Definition für die spezifische Produktgaserzeugung V_{spez} :

$$V_{spez} (m_0 - m)_{Koks} = \sum_1^4 n_{iGas} V_0 \quad [4-21]$$

mit V_0 als Normvolumen. Wobei der Term $(m_0 - m)_{Koks}$ eine über alle Kokspartikel gemittelte Größe darstellt, für die gilt

$$(m_0 - m)_{Koks} = N_{ges} \int_0^1 m_{0i} (1 - X) n(X) \partial X \quad [4-22]$$

mit m_{0i} als der Anfangsmasse eines einzelnen Kokspartikels und N_{ges} als der Gesamtzahl der Kohlepartikel

Durch differenzieren von Gl.4-21 nach der Zeit und einsetzen in Gl.4-17 folgt nun

$$\begin{aligned} \dot{n}_{H_2O_{verbr.}} &= \dot{n}_{H_2O_2} - \dot{n}_{H_2O} \\ &= \frac{\partial}{\partial t} \frac{2}{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - \gamma(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})} \frac{V_{spez}}{V_0} \int_0^1 m_0 (1 - X) n(X) \partial X \end{aligned} \quad [4-23]$$

was sich auch folgendermaßen schreiben läßt:

$$\dot{n}_{H_2O_{verbr.}} = \frac{2}{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - \gamma(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})} \frac{V_{spez}}{V_0} \int_0^1 m_0 (1 - X) \frac{\partial X}{\partial t} n(X) \partial X \quad [4-24]$$

Mit dem Zusammenhang zwischen massen- und flächenbezogener Reaktionsgeschwindigkeit nach /83-2/

$$\begin{aligned} \frac{\partial m_{Koks}}{\partial t} &= \frac{\partial}{\partial t} (1 - X) \\ &= -R_s m^{2/3} m_0^{1/3} \end{aligned} \quad [4-25]$$

folgt für die Wasserdampfsenke

$$\begin{aligned} S_{H_2O} &= \frac{\dot{m}_{H_2O}}{\varepsilon V} \\ &= - \frac{M_{H_2O}}{\varepsilon V} \frac{2}{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - \gamma(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})} \frac{V_{spez}}{V_0} \int_0^1 m_0 (1 - X)^{2/3} R_s n(X) \partial X \end{aligned} \quad [4-26]$$

und mit der Abkürzung

$$K_1 = \frac{2}{2\psi_{H_2} + 4\psi_{CH_4} - y(\psi_{CO} + \psi_{CO_2} + \psi_{CH_4})} \quad [3-52]$$

ergibt sich für die Wasserdampfbilanz Gl.4-15

$$\frac{M_{H_2O}}{\varepsilon A} \frac{\partial \dot{n}_{H_2O}}{\partial h} = - M_{H_2O} K_1 \frac{V_{spez}}{V_0} \frac{m_0}{\varepsilon V} \int_0^1 m_0 (1-X)^{2/3} R_s n(X) \partial X \quad [4-27]$$

Durch Einführen des spezifischen Dampfbedarfes m_{Dsp}

$$m_{Dsp} = \frac{\dot{m}_\alpha}{\dot{m}_{Koks}} = \frac{M_{H_2O} \dot{n}_\alpha}{\dot{m}_{ein}} \quad [4-28]$$

kann in die Bilanzgleichung die mittlere Verweilzeit τ_0

$$\tau_0 = \frac{m_0}{\dot{m}_{Koks}} \quad [4-29]$$

eingbracht werden. Für die Anfangsmasse folgt aus Gl.4-28 und Gl.4-29

$$m_0 = \tau_0 M_{H_2O} \frac{\dot{n}_\alpha}{m_{Dsp}} \quad [4-30]$$

Somit ergibt sich nach Einsetzen von Gl.4-30 in Gl.4-27 und einigen Umformungen als Auslegungsgleichung

$$\partial \left(\frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2O\alpha}} \right) = - K_1 \frac{V_{spez}}{V_0} \frac{M_{H_2O}}{m_{Dsp}} \int_0^1 (1-X)^{2/3} R_s n(X) \partial X \partial \left(\frac{h}{h_{ges}} \right) \quad [4-31]$$

wobei R_s gegeben ist durch

$$R_s = R_0 (\dot{n}_{H_2O} / \dot{n}_{H_2O\alpha}) e^{-bX^2} \quad [3-39]$$

mit b für Gasflammkohle "Westerholt" zu $b = 32,9 - 0,3 P_{H_2O}$, mit P_{H_2O} in bar und b in kJ/mol, Kap. 3.3. Da die Abhängigkeit von b gegenüber dem Wasserdampfpartialdruck in den hier betrachteten Druckbereichen nur gering ist, wird mit einem mittleren $b = 32,9 - 0,3 \times 15$ kJ/mol gerechnet.

Gleichung 4-31 läßt sich nun integrieren

$$\int_1^{\frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2O\alpha}}} \frac{1}{R_0} \partial \left(\frac{\dot{n}}{\dot{n}_\alpha} \right) = - K_1 \frac{V_{spez}}{V_0} \frac{M_{H_2O}}{m_{Dsp}} \tau_0 \int_0^{(0...1)} \int_0^1 (1-X)^{2/3} e^{-bX^2} n(X) \partial X \partial \left(\frac{h}{h_{ges}} \right) \quad [4-32]$$

$$\begin{aligned}
A &= \tilde{r}_1 - \tilde{r}_1 k_1 - \tilde{r}_9 k_1 + \tilde{r}_9 k_1^2 - \tilde{r}_{12} k_1 + \tilde{r}_4 \\
B &= 1 + \tilde{r}_2 - k_1 \tilde{r}_3 + \tilde{r}_3 + k_1^2 + \tilde{r}_5 - k_1 \tilde{r}_2 + k_1^2 \tilde{r}_{10} - 2k_1 - k_1 \tilde{r}_5 - \tilde{r}_{10} k_1 \\
C &= -k_1^2 \tilde{r}_{10} \tilde{r}_{12} - \tilde{r}_3 \tilde{r}_4 + \tilde{r}_{12} \tilde{r}_5 + \tilde{r}_{12} \tilde{r}_3 - k_1^2 \tilde{r}_{10} \tilde{r}_1 + \tilde{r}_9 k_1^2 \tilde{r}_3 + \tilde{r}_9 k_1^2 \tilde{r}_2 - \tilde{r}_1 + \tilde{r}_9 - 2\tilde{r}_4 + 2k_1 \tilde{r}_4 \\
&\quad - \tilde{r}_5 \tilde{r}_4 - \tilde{r}_{10} \tilde{r}_1 - \tilde{r}_{10} \tilde{r}_4 - \tilde{r}_2 \tilde{r}_4 + \tilde{r}_9 \tilde{r}_3 + \tilde{r}_9 \tilde{r}_5 + \tilde{r}_{12} \tilde{r}_2 + \tilde{r}_9 \tilde{r}_2 + \tilde{r}_9 k_1^2 \tilde{r}_5 - k_1^2 \tilde{r}_1 + 2\tilde{r}_1 k_1 \\
&\quad + 2\tilde{r}_{10} k_1 \tilde{r}_1 + 2\tilde{r}_{10} k_1 \tilde{r}_4 - 2\tilde{r}_9 k_1 \tilde{r}_3 - 2\tilde{r}_9 k_1 \tilde{r}_5 - 2\tilde{r}_9 k_1 \tilde{r}_2 - k_1^2 \tilde{r}_{12} + \tilde{r}_{12} - 2\tilde{r}_9 k_1 + \tilde{r}_9 k_1^2 \\
D &= \tilde{r}_1 + \tilde{r}_4 \\
E &= -2\tilde{r}_1 + \tilde{r}_1 k_1 + \tilde{r}_9 k_1 + \tilde{r}_{12} k_1 - 2\tilde{r}_4 \\
F &= -\tilde{r}_{12} \tilde{r}_5 - \tilde{r}_{12} \tilde{r}_3 + \tilde{r}_3 \tilde{r}_4 + \tilde{r}_5 \tilde{r}_4 - \tilde{r}_{10} k_1 \tilde{r}_4 + \tilde{r}_9 k_1 \tilde{r}_3 + \tilde{r}_9 k_1 \tilde{r}_5 + \tilde{r}_9 k_1 \tilde{r}_2 - \tilde{r}_{12} + \tilde{r}_{10} \tilde{r}_1 \\
&\quad + \tilde{r}_2 \tilde{r}_4 - \tilde{r}_9 \tilde{r}_3 - \tilde{r}_9 \tilde{r}_5 - \tilde{r}_{12} \tilde{r}_2 - \tilde{r}_9 \tilde{r}_2 + \tilde{r}_1 - \tilde{r}_9 + 2\tilde{r}_4 - k_1 \tilde{r}_4 - \tilde{r}_{10} k_1 \tilde{r}_1 - \tilde{r}_1 k_1 + \tilde{r}_9 k_1 + \tilde{r}_{10} \tilde{r}_4 \\
G &= 4\tilde{r}_4 \tilde{r}_9 - \tilde{r}_9^2 - 2\tilde{r}_{12} \tilde{r}_9 - 2\tilde{r}_1 \tilde{r}_{12} - \tilde{r}_1^2 - \tilde{r}_{12}^2 + 2\tilde{r}_1 \tilde{r}_9
\end{aligned}$$

Tab. 7. Abkürzungen zu Gl.4-33

Für den Fall, daß nur reiner Wasserdampf in den Apparat eintritt $\sum \dot{n}_{G_{\text{ass}}} = 0$ bzw. $\Phi = 0$, kann der linke Teil von Gl.4-32 exakt gelöst werden. Dazu wird die Reaktionsgeschwindigkeit R_0 nach Gl.3-40 verwendet. Es gilt:

$$\int \frac{1}{R_0} d\left(\frac{\dot{n}}{\dot{n}_\alpha}\right) = \frac{B}{A} \frac{\dot{n}}{\dot{n}_\alpha} + k_1 \frac{C}{2A^2} \ln \left[D + E \frac{\dot{n}}{\dot{n}_\alpha} + A \frac{\dot{n}^2}{\dot{n}_\alpha^2} \right] + \frac{2F - \frac{CE}{A}}{A\sqrt{-G}} \operatorname{artanh} \left[\frac{2A \frac{\dot{n}}{\dot{n}_\alpha} + E}{k_1 \sqrt{-G}} \right] \quad [4-33]$$

> Mit den Abkürzungen nach Tab. 7. ansonsten, falls nicht nur reiner Wasserdampf dem Vergaser zuströmt muß für den linken Teil von Gl.4-32 eine numerische Lösung bestimmt werden.

3.4.3 Energiebilanz

Die Energiebilanz kann nach Rautenbach /83-4/ in integrierter Form folgendermaßen geschrieben werden:

$$\frac{d}{dt} E_{\text{tot}} = - \sum_N \left[\left(h + \frac{1}{2} v^2 + \phi \right) \dot{m} \right]_N + \dot{Q} + \dot{W} \quad [4-34]$$

mit E_{tot} als der gesamten inneren, kinetischen und potentiellen Energie des Systems, h als Enthalpie der eintretenden Ströme, v als Geschwindigkeit der eintretenden Ströme, ϕ als

potentieller Energie der eintretenden Ströme, \dot{Q} als Wärmezufuhr pro Zeiteinheit durch die Bilanzhülle aufgrund von Wärmeleitung oder Strahlung und \dot{W} als mechanische Energie pro Zeiteinheit aufgrund von Leistung, die dem System zugeführt wird. N indiziert die einzelnen Ströme.

	Pyrolyse	Vergasung im Bereich der Pyrolyse und Vergasung bis 850 °C	Vergasung im Bereich von 850 - 950 °C
	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%
H_2	44.899	53.808	55.596
CO	11.319	12.738	16.116
CO_2	19.645	25.977	23.036
CH_4	24.137	7.477	5.252
Enthalpie in $kJ/kg_{wafKohle}$	-888.9	-5218.4	-6055.9

Tab. 8. Gaszusammensetzung und Reaktionsenthalpie: Die Reaktionsenthalpien wurden auf Umgebungstemperatur umgerechnet, nach /87-8/

Mit den in Abb. 22 auf Seite 50 gezeigten ein- und austretenden Massenströmen läßt sich Gl.4-34 für den stationären Fall und unter Vernachlässigung von kinetischer und potentieller Energie sowie der mechanischen Leistung schreiben:

$$\begin{aligned}
 0 = & \dot{m}_{H_2O\alpha} (h_{H_2O\alpha} - h_{H_2OU}) + \sum_{i=1}^4 \dot{m}_{iGas\alpha} (h_{iGas\alpha} - h_{iGasU}) + \dot{m}_{Kohle\alpha} (h_{Kohle\alpha} - h_{KohleU}) \\
 & + \dot{m}_{umg.Kohle} \Delta H_{Reakt.} - \dot{m}_{H_2O\omega} (h_{H_2O\omega} - h_{H_2OU}) - \sum_{i=1}^4 \dot{m}_{iGas\omega} (h_{iGas\omega} - h_{iGasU}) \\
 & - \dot{m}_{Kohle\omega} (h_{Kohle\omega} - h_{KohleU}) + \dot{Q}
 \end{aligned} \quad [4-35]$$

$\dot{m}_{umg.Kohle}$ ist der Massenstrom an umgesetzter Kohle bzw. Koks, U indiziert den Umgebungszustand, α den Eintrittszustand und ω den Austrittszustand. Die Reaktionsenthalpie kann je nach Temperaturbereich und daraus resultierender Produktgaszusammensetzung verschiedene Werte annehmen. Sie sind in Tab. 8 zusammengestellt. Gl.4-34 gilt gleichermaßen für das Gesamtsystem als auch für jeden Einzelapparat. Für h_{H_2OU} wurde die Enthalpie von Wasserdampf bei Umgebungstemperatur eingesetzt, da dieser Wert für die Aufstellung der Reaktionsenthalpie benutzt wird, nach Knoche /81-4/. Für die Enthalpie der Gase wurde ein Potenzansatz nach Hougen und Watson, zitiert in /84-4/, benutzt. Er berücksichtigt die fühlbare Wärme und ist zusammen mit den Werten für die Koeffizienten a, b und c in mit

$$\begin{aligned}
 h_{Gas} &= \int \bar{c}_p^0 dT \\
 &= a (T - T_U) + \frac{b}{2} (T^2 - T_U^2) + \frac{c}{3} (T^3 - T_U^3)
 \end{aligned} \quad [4-37]$$

Die Enthalpie des Wassers wurde nach Schmidt /75-1/ bestimmt. Für die Enthalpie des Feststoffes wurden konstante Werte für die Kohle und den Koks verwendet, nach /87-8/:

Kohle: $\bar{c}_p = 1.3389 \text{ kJ/kg K}$

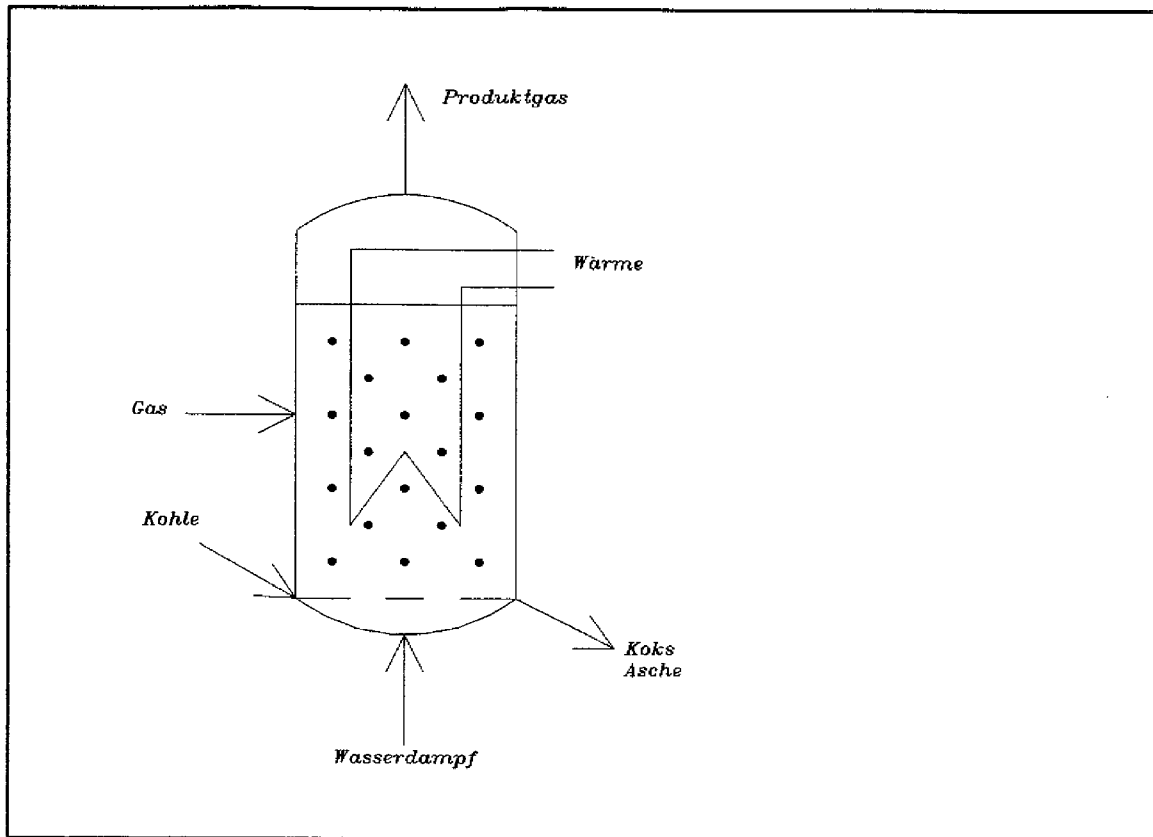


Abb. 22. Ein- und austretende Massenströme

Koks: $\bar{c}_p = 1.4654 \text{ kJ/kg K}$ Tab. 9 auf Seite 50 wiedergegeben.

$\bar{c}_p^0 = a + bT + cT^2 \text{ in } \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kmol K}} \right] \quad T \text{ in K} \quad [4-36]$					
	Formel	a	$b \cdot 10^{-2}$	$c \cdot 10^{-5}$	Bereich K
Kohlendioxid	CO_2	5.316	1.428	-0.84	273-1800
Kohlenmonoxid	CO	6.726	0.040	0.13	273-1800
Methan	CH_4	4.750	1.200	0.30	273-1500
Wasserstoff	H_2	6.952	-0.046	0.096	273-1800

Tab. 9. Spezifische Wärme: nach/84-4/

3.5 Numerischer Lösungsweg mit einer Monte-Carlo-Methode

Die zur Beschreibung der eigentlichen Kohleumsetzung benötigten Stoffbilanzen sind noch einmal in Tab. 10 auf Seite 51 zusammengefaßt.

Damit kann bei bekannter Reaktionsgeschwindigkeit die Bilanz für den Feststoff gelöst werden. Die Reaktionsgeschwindigkeit ist, wie in Kap. 3.3.2 erläutert, eine Funktion der Gaszusammensetzung. Die Gaszusammensetzung (Kap. 3.4.3) ist wiederum eine Funktion der Höhe im Apparat. Somit ergibt sich die Abbrandverteilung n des Feststoffes

Gl.4-7 als Funktion von Höhe h und Verweilzeit t . Zur Lösung des Problems ist also noch ein Zusammenhang zwischen der Höhe und der Verweilzeit erforderlich. Da aber die Hydrodynamik von Wirbelschichten noch nicht ausreichend erforscht ist, um einen solchen Zusammenhang zu liefern, wird von einer gleichen Wahrscheinlichkeit für alle Höhenlinien bei jeder Verweilzeit ausgegangen. Außerdem soll ein linearer Zusammenhang zwischen Aufenthaltsdauer (Verweilzeit) und der Wahrscheinlichkeit für die Anzahl der möglichen Orte bestehen. Denn die Kohlepartikel haben eine sehr lange Verweilzeit in der Wirbelschicht. Sie bewegen sich in einer solchen Wirbelschicht fortlaufend in einer großräumigen Zirkulation von unten nach oben und von oben wieder nach unten.

Bilanz für den Wasserdampf

$$\int_1^{\frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{H_2O\alpha}}} \frac{1}{R_0} \partial \left(\frac{\dot{n}}{\dot{n}_x} \right) = - K_1 \frac{V_{spez}}{V_o} \frac{M_{H_2O}}{m_{Dsp}} \tau_0 \int_0^{(0...1)} \int_0^1 (1-X)^{2/3} e^{-bX^2} n(X) \partial X \partial \left(\frac{h}{h_{ges}} \right) \quad [4-32]$$

Bilanz für die Kohleteilchen

$$\frac{\partial}{\partial X} \left(\frac{dX}{dt} n \right) + S - Q = 0 \quad [4-7]$$

mit

$$Q \begin{cases} = \frac{1}{\tau} \frac{N_0}{V} & \text{für } X=0 \\ = 0 & \text{für } X>0 \end{cases} \quad [4-9]$$

$$S = \frac{1}{\tau} \int_0^1 n(X) E(t) dt \quad [4-10]$$

Reaktionsgeschwindigkeit

$$\frac{dX}{dt} = R_0 (1-X)^{2/3} e^{-[bX^2]} \quad [4-8]$$

Verweilzeitverteilung

$$E(t) = \frac{1}{\tau} e^{-\left[\frac{t}{\tau}\right]} \quad [4-12]$$

Tab. 10. Stoffbilanzen

Zur Ermittlung der Abbrandverteilung n des Feststoffes wird eine Vielzahl von einzelnen Kohlepartikeln auf ihrem Weg durch die verschiedenen Vergasungsapparate verfolgt. Für jeden dieser Vergasungsapparate ist mit einer Schätzung für die Abbrandverteilung aus Gl.4-7 die Gaszusammensetzung als Funktion der Höhe bestimmt worden. Dann wird die Aufenthaltsdauer der einzelnen Partikel auf den verschiedenen Höhen der Vergasungsapparate bestimmt. Aus der Aufenthaltsdauer und der höhenabhängigen Gaszusammensetzung kann der Reaktionsfortschritt der Kohleteilchen bei ihrem Durchwandern der Apparate aus den Gl.4-8 bestimmt werden. Wenn eine ausreichend große Anzahl von Kohlepartikeln auf diese Weise auf ihrem Weg durch die Apparate verfolgt worden ist, kann aus den Abbränden der einzelnen Partikel die Abbrandverteilung bestimmt werden.

Wenn diese Abbrandverteilung mit der am Anfang geschätzten übereinstimmt, ist die Rechnung beendet. Ansonsten muß die Abbrandverteilung durch mehrere iterative Schritte bestimmt werden.

Die Zuordnung der Wahrscheinlichkeiten für die Aufenthaltsdauer im Apparat nach Gl.4-12, die Wahrscheinlichkeit der Aufenthaltsdauer am jeweiligen Ort und die Wahrscheinlichkeit des jeweiligen Ortes zu den verschiedenen Kohlepartikeln geschah mit Hilfe eines Zufallszahlengenerators nach /88-10/. Wegen dieser Zuordnung der Wahrscheinlichkeitsverteilungen zu den diskreten Partikeln durch Zufallszahlen, kann diese Methode auch als Monte-Carlo-Verfahren bezeichnet werden.

Das oben vorgestellte Verfahren reagiert sehr empfindlich auf die Qualität der Wahrscheinlichkeitsverteilungen. Da aber die Ermittlung der drei verwendeten Wahrscheinlichkeitsverteilungen (für den Ort, für die Aufenthaltsdauer am Ort und für die Aufenthaltsdauer im Apparat) keine Schwierigkeiten bereitet, liefert dieses Verfahren brauchbare Ergebnisse.

Es wurde ein Computercode in FORTRAN 77 erstellt, der die oben beschriebenen Zusammenhänge verarbeitet. Das Programm wurde auf einem IBM 3170 Großcomputer unter dem Betriebssystem VM/XA bearbeitet und benötigte zur Ermittlung der im weiteren vorgestellten Auslegung eine CPU-Rechenzeit von etwa einer Stunde.

Ein ähnliches numerisches Modell wurde von Gupta und Datta /89-6/ für die Beschreibung von Kristallisationsvorgängen entwickelt und getestet.

3.6 Verifikation des vorgeschlagenen Modells

Zur Verifikation des vorgeschlagenen Modells wurde neben einigen Betrachtungen für Grenzzustände auch ein in der halbtechnischen Versuchsanlage der Bergbau-Forschung durchgeführtes Großexperiment /84-7/, bei dem innerhalb von 36 Stunden Vergasungsbetrieb 6.1 t Gasflammkohle eingespeist wurden, nachgerechnet. Als Referenzdaten wurden allerdings nicht direkt die in /84-7/ aufgeführten Daten verwendet, sondern eine aufgearbeitete Form. Dabei handelt es sich um eine Auslegung zum Umbau des Jülicher AVR-Kugelhaufenreaktors in eine Prozeßwärmanlage; /87-8/. Diese Auslegung wurde auf der Grundlage des in /84-7/ beschriebenen Experimentes sowie zahlreicher weiterer experimenteller Untersuchungen der Bergbau-Forschung /84-7/88-4/ durchgeführt. Die Hauptdaten sind in Tab. 11 auf Seite 53 zusammengestellt. Die interessanteste Größe bei dieser Zusammenstellung ist die mittlere Verweilzeit der Kohlepartikel τ in der Vergasungszone des Apparates, da diese ein Maß für die gemittelte Reaktionsgeschwindigkeit des Kokes darstellt. Die Definition für einen gut gemischten Apparat lautet:

$$\tau = \frac{m_{\text{im Apparat}}}{\dot{m}_{\text{ein}}} \quad [6-1]$$

In den letzten beiden Zeilen von Tab. 11 auf Seite 53 sind Ergebnisse aus Berechnungen mit dem vorgeschlagenen Modell gezeigt. Es ist erstaunlich, wie gut die Übereinstimmung zwischen Modell und Messung in der halbtechnischen Anlage ist, insbesondere auch

deshalb, weil das Modell keine Anpassungsparameter enthält, sondern zusätzlich zu den Modellannahmen nur die im Labor gemessene Kinetik enthält.

Auslegung anhand von Experimenten an der halbtechnischen Versuchsanlage						
		AVR Umbau	6.3	6.5		6.7
Heliumtemperatur Eintritt	°C	900	950	850		1200
Heliumtemperatur Austritt	°C	744	750	737		726
Heliumdruck	bar	10.8	10.8	10.8		10.8
Vergasungsdruck	bar	11.0	11.0	11.0		11.0
Kohledurchsatz	t/h	7.8	10.0	5.6		22.0
Kohlenumsatz	t/h	3.6	3.6	2.6		10.2
Feinkoksmenge	t/h	4.2	5.3	3.0		11.8
Wirbelbettemperatur Pyrolyse	°C	697	691	702		695
Wirbelbettemperatur Vergasung	°C	811	830	788		881
Erzeugtes Rohgas (trocken) i.N.	m ³ /h	10000	13000	7300		29000
Prozeßdampfmenge	t/h	9.5	10.6	8.4		26.2
Wasserdampfzersetzungsgrad	%	42	49	35		43
Wirbelbettdichte Vergasung	kg/m ³	223	223	223		223
Verweilzeit i.d. Vergasungszone	min	33.7	26.0	46.4		11.8
Kohleumsatzgrad	%	50.29	50	51		50
Auslegung mit dem Vergasungsmodell						
berechneter Kohleumsatzgrad	%	50.51	50.08	50.07		55.14
Unterschied	Δ%	+ 0.45	+ 0.16	- 1.80		+ 10.27

Tab. 11. Vergleich zwischen Messung und Rechnung: Es wurden keine direkten Meßergebnisse verwendet, sondern eine aufbereitete Form, wie sie zur Auslegung des AVR-Umbaus verwendet wurde, /87-8/88-11/.

Die Unterschiede zwischen Rechnung und Messung in den drei linken Spalten der Tabelle ist deutlich kleiner als die Meßgenauigkeit der experimentellen Untersuchungen. Da aber das mathematische Modell keine Anpassungsparameter enthält, resultiert dieser geringe Unterschied aus den im Labor gemessenen kinetischen Parametern. Solche geringen Unterschiede werden natürlich nicht immer erwartet. Die Unterschiede zwischen Rechnung und Messung müßten im Rahmen der Meßgenauigkeit von kinetischen Laboruntersuchungen liegen.

Da das vorgeschlagene Modell eine zufallsbestimmte statistische Auswertung der Vergasungsgrößen vornimmt, ist eine ausreichend große Anzahl von Kohleteilchen zu untersuchen, um eine gesicherte Aussage machen zu können. Für ein gutes Ergebnis des Mittelwertes des Kohleumsatzgrades, das von einer Berechnung mit Teilchenzahl $\rightarrow \infty$ um weniger als 2 % abweicht, wird eine Simulation von mindestens 1000 Teilchen benötigt. Für eine Abweichung von weniger als 0.5 % Prozent wird eine Simulation mit mindestens 10000 Teilchen benötigt.

Soll eine Aussage über die Abbrandverteilung der einzelnen Kohlepartikel gemacht werden, ist eine Simulation von mindestens 10000 Teilchen notwendig, siehe Abb. 23 auf Seite 54.

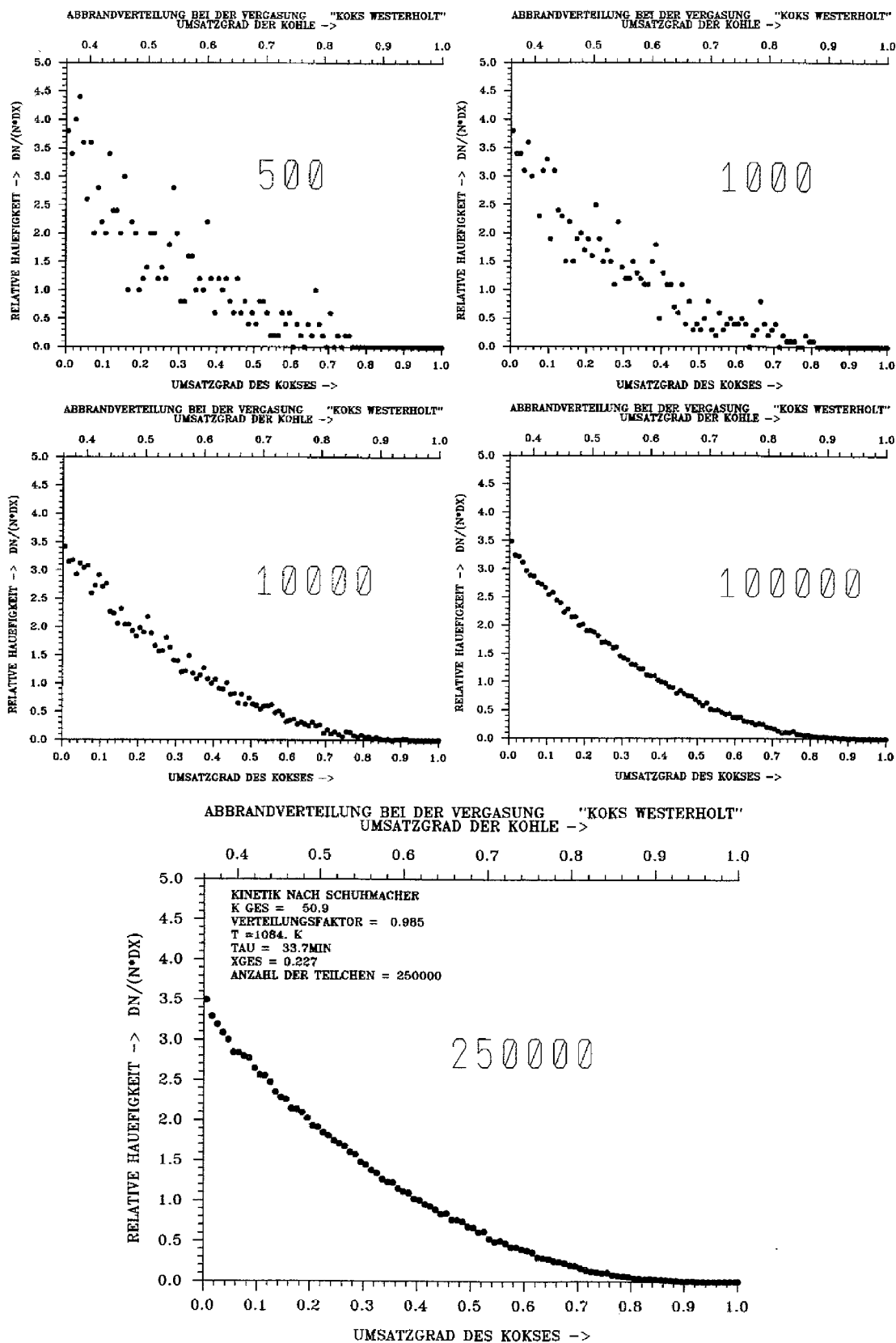


Abb. 23. AVR-Umbau: Aufgetragen ist die relative Häufigkeit von Feststoffpartikeln als Funktion des Umsatzgrades. Die Teilchenzahl wurde von 500 bis 250000 variiert. Eine nähere Erläuterung der im Diagramm auftretenden Größen ist im Zusammenhang mit Abb. 30 auf Seite 74 gegeben.

Die dazugehörige Gaszusammensetzung ist in Abb. 24 gegeben.

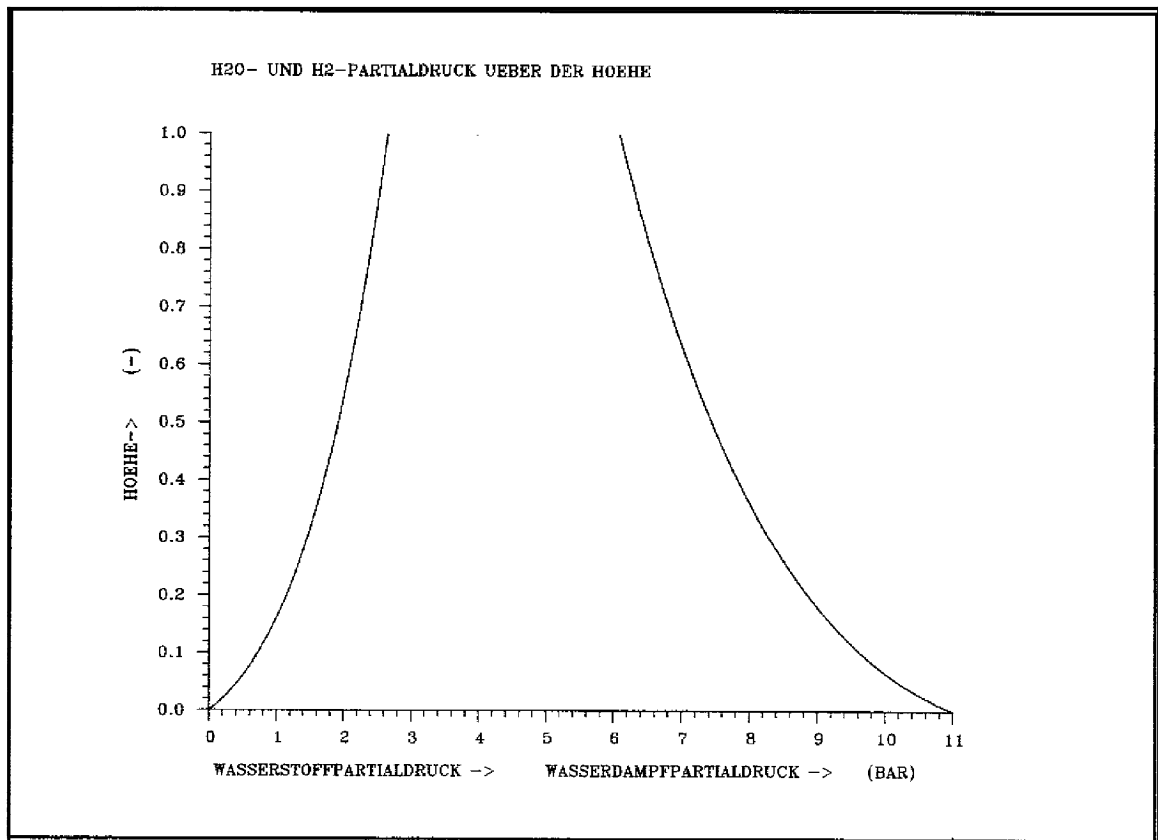


Abb. 24. Gaszusammensetzung für den AVR-Umbau: Nach den in Kap. 3.5 vorgestellten Modellgleichungen: Es sind die Daten für die Vergasungszone aus der ersten Spalte von Tab. 11 auf Seite 53 zugrundegelegt.

Das vorgeschlagene Modell stellt die erste Möglichkeit dar, um eine Auslegung nicht auf Grundlage von Vergasungsversuchen im halbertechnischen Maßstab durchführen zu müssen, sondern im Labormaßstab ermittelbare Größen zu verwenden, wie sie von Mühlen und Schumacher /83-2/86-11/ bestimmt wurden, ohne dadurch eine Genauigkeitseinbuße zu erleiden.

4.0 Randbedingungen für eine Wasserdampf-Kohle-Vergasung (WKV)

In diesem Kapitel sollen die Randbedingungen, die zu der im nächsten Kapitel vorgeschlagenen Auslegung einer Kohlevergasungsanlage geführt haben, aufgezeigt werden.

4.1 HTR und Heliumkreislauf

Zur Wärmeversorgung der Kohlevergasungsanlage wurde ein Kugelhaufen-Hochtemperatur-Kernreaktor, wie er allgemein in Kap. 2.3 beschrieben ist, eingesetzt. Da es noch keinen marktgängigen Reaktor für eine solche Kohlevergasungsanlage gibt, wurde ein Anforderungskatalog, den ein solcher Reaktor erfüllen muß, aufgestellt. Es wurde dabei nicht in allen Fällen auf eine sofortige technische Umsetzbarkeit geschaut, sondern nur die allgemeine technische Machbarkeit berücksichtigt:

Die mittlere Heißgastemperatur wurde mit 1000 °C so gewählt, daß einerseits der entwickelte Wärmetauscherwerkstoff eingesetzt werden kann, sich andererseits aber eine hinreichend große Reaktionsgeschwindigkeit in der Kohlevergasungsanlage ergibt. Zum Vergleich: Die Heißgastemperatur des AVR in Jülich betrug im Mittel 950 °C und in einigen heißen Strähnen sogar über 1000 °C, das Brennelement ist für Temperaturen von deutlich über 1000 °C geeignet. /84-8/89-7/

Die Kaltgastemperatur wurde mit 400 °C so gewählt, daß der Betrieb eines Gebläses noch ohne weiteres möglich ist. Gegenüber den ausgeführten Anlagen THTR und AVR wurde sie aber angehoben, um einen größeren Anteil an HTR-Wärme für den eigentlichen Vergasungsvorgang einsetzen zu können. Dadurch braucht kein Strom als Koppelprodukt verkauft zu werden.

Der Wärmetauscher wurde so gewählt, daß er mit Primärhelium beheizt werden kann. Dies konnte dadurch erreicht werden, daß eine Wärmetauscherkonstruktion /88-13/ gewählt wurde, die eine Wiederholungsprüfung mit einer Ultraschallsonde zuläßt. Es hat sich an den beiden in Betrieb befindlichen Anlagen gezeigt, daß die Kontamination des Heliums außerordentlich gering ist /84-8/. Neuere Überlegungen /88-15/ gehen sogar davon aus, daß durch eine geeignete Konstruktion der Graphitteile im Reaktor, insbesondere des Decken- und Bodenreflektors, eine noch geringere Heliumkontamination, auch bei Störfällen, erwartet werden kann.

Eine anderer Vorschlag für eine Primärhelium beheizte Kohlevergasungsanlage ist in /87-8/ gegeben.

Durch den Verzicht auf einen Zwischenkreislauf wird ein großer Exergieverlust vermieden.

Die Aufteilung der einzelnen Wärmeverbraucher auf die verschiedenen Temperaturniveaus geschah unter der Vorgabe einer Maximierung des "Kohleumsatzes pro HTR-Wärme" für eine Vollvergasung (95% Umsatzgrad) von Gasflammkohle.

In der Auslegung wurden die Wärmeverluste in einer Heißgasleitung vernachlässigt, da sie sich in etwa mit der Gebläseleistung aufheben.

Thermische Leistung	MW	500
Druck	bar	25
Kaltgastemperatur	°C	400
Heißgastemperatur	°C	1000
Gebläseleistung	MW	≈ 25

Tab. 12. HTR und Heliumkreislauf:

Es wurde davon ausgegangen, daß diese Wärmeverluste etwa 5 % der thermischen Reaktorleistung ausmachen. Damit sind sie etwa genauso groß wie die Leistung des Heliumgebläses, die als Wärmequelle für den Primärkreis auch keine Berücksichtigung fanden.

4.2 Gas/Feststoff-System

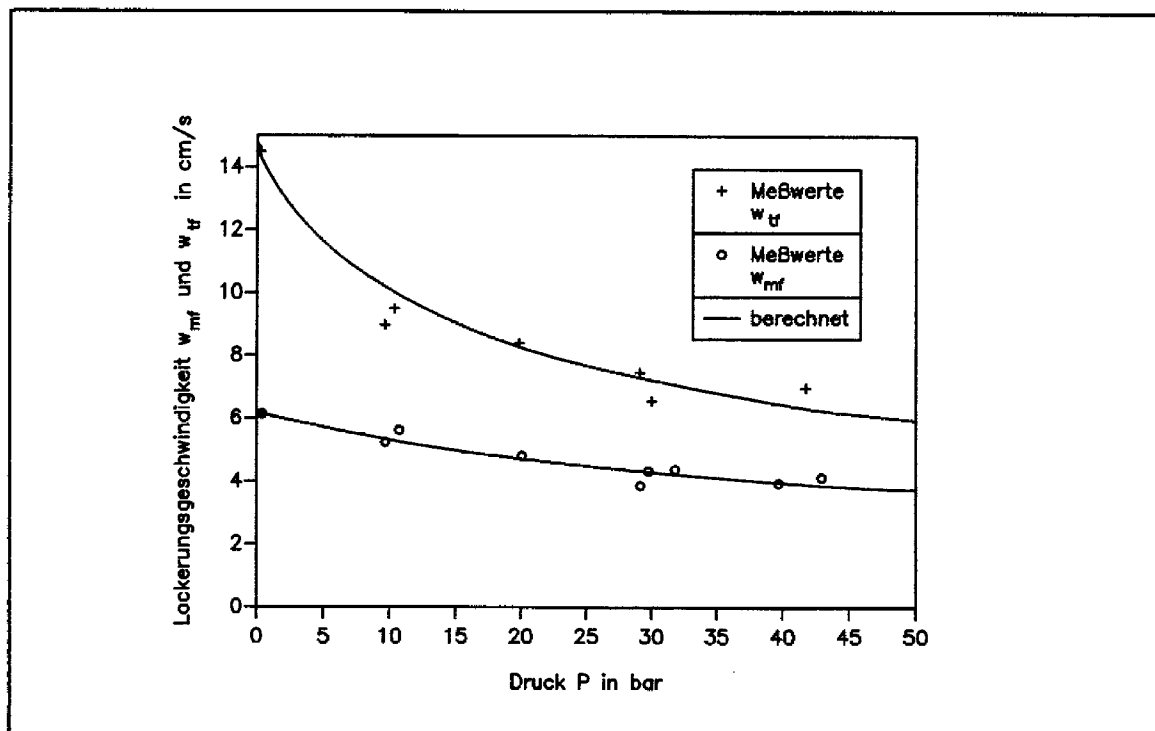


Abb. 25. Minimalfluidisierung: Gezeigt ist die notwendige Gasgeschwindigkeit zum Erreichen der Minimalfluidisierung und der totalen Fluidisierung in Abhängigkeit vom Druck. Die Werte gelten für Gasflammkohle "Westerholt" in der verwendeten Partikelgrößenverteilung bei Betriebsbedingungen. /84-7/

Um eine möglichst gute Wärmeausnutzung zu erreichen, wurde eine solche Verschaltung der einzelnen Apparate gewählt, daß sich ein Gegenstrom zwischen Wasserdampf und Kohle einerseits und zwischen Helium und Kohle andererseits ergibt.

Dieses Konzept führt zwar, gegenüber den Auslegungen mit einem stehenden oder liegenden Vergaser, zu einer größeren Zahl an Apparaten, die das Kohlekorn durchlaufen muß. Da aber bei den Konzepten mit stehendem und liegendem Vergaser immer mehrere

Vergasungsapparate parallel geschaltet waren, um die notwendige Leistung zu erreichen, erhöht sich die gesamte Anzahl an Vergasungsapparaten nicht.

Auf diese Weise ergibt sich zwar ein erhöhter Aufwand für den Transport von heißem, feinkörnigem Feststoff zwischen einzelnen Apparaten, aber dies ist Stand der Technik, siehe Abb. 13 auf Seite 17. Ein weitaus kritischerer Punkt ist die Anzahl an Durchbrüchen für das heiße Helium durch die Apparatewand. Diese konnten durch die neue Wärmetauscherkonstruktion gegenüber dem liegenden Gasgenerator sogar verringert werden. Aus Abb. 25 auf Seite 58 kann die Fluidisierungsgeschwindigkeit von Gasflammkohle "Westerholt" bei dem Betriebsdruck von 25 bar entnommen werden. Zum Erreichen einer minimalen Fluidisation wird eine Gasgeschwindigkeit von 4.5 cm/sec benötigt und für eine totale Fluidisation braucht man Gasgeschwindigkeiten von 7.7 cm/sec.

Es wurde eine Pyrolysetemperatur von 700 °C gewählt, da bei dieser Temperatur und einer wasserdampf- und wasserstoffhaltigen Atmosphäre nicht mit einer Teerbildung gerechnet werden muß. Dies ist allerdings noch nicht für alle denkbaren Betriebsbedingungen experimentell überprüft worden /88-12/.

Die Pyrolyse läuft bei einer um etwa hundert Grad niedrigeren Temperatur ab als die übrige Vergasung. Dadurch kann die fühlbare Wärme des Produktgases und des Wasserdampfs aus den übrigen Vergasungsapparaten zum Beheizen der Pyrolyse benutzt werden. Da der Energieinhalt von Produktgas und Wasserdampf aber nicht ausreicht, um einen Wärmetauscher im Bereich der Pyrolyse vollständig zu vermeiden, wird zusätzlich zu Produktgas und Wasserdampf ein etwa gleich großer Massenstrom an Feststoff durch die Pyrolysezone geleitet. Im Gegensatz zu dem Wasserdampf und Produktgas, das im Anschluß an die Pyrolysezone die Vergasungsanlage verläßt, muß der Feststoff allerdings wieder zurückgekreist werden.

4.3 Kinetik

Die Kinetik der Vergasungsreaktion ist im wesentlichen durch zwei Einflußgrößen zu kennzeichnen. Einerseits nimmt die Reaktionsgeschwindigkeit mit steigender Temperatur exponentiell zu, andererseits nimmt sie mit steigendem Partialdruck an H_2 , CO und CH_4 ab, siehe Abb. 26 auf Seite 60. Weiterhin nimmt die Reaktionsgeschwindigkeit mit zunehmendem Abbrand X stark ab, siehe Abb. 20 auf Seite 41.

Eine abbrandabhängige Einbuße an Reaktionsgeschwindigkeit tritt allerdings bei reinem Wasserdampf als Vergasungsmittel nicht auf und ändert sich bis zu einem Grenzwert von ungefähr 3 bar linear mit dem Partialdruck der hemmenden Produktgase.

Diese Zusammenhänge führen zu einigen Anforderungen an das Vergasungssystem:

Um auch bei fortschreitendem Abbrand der Kohle eine ausreichende Reaktionsgeschwindigkeit zu erreichen, wurde die Vergasungstemperatur so gewählt, daß sie mit fortschreitendem Abbrand ansteigt. Dies entspricht genau der Anforderung an einen Gegenstrom zwischen Kohle und Helium, wie er in Kap. 4.2 genannt wurde.

Da die Reaktionsgeschwindigkeit bei Abwesenheit von Produktgas wesentlich höher ist, wurde das Sekundärgas getrennt vom Wasserdampf in den Hauptvergaser eingeleitet. Dadurch konnte die Reaktionsgeschwindigkeit gegenüber dem Konzept für einen stehenden Gasgenerator aus /87-8/ deutlich erhöht werden.

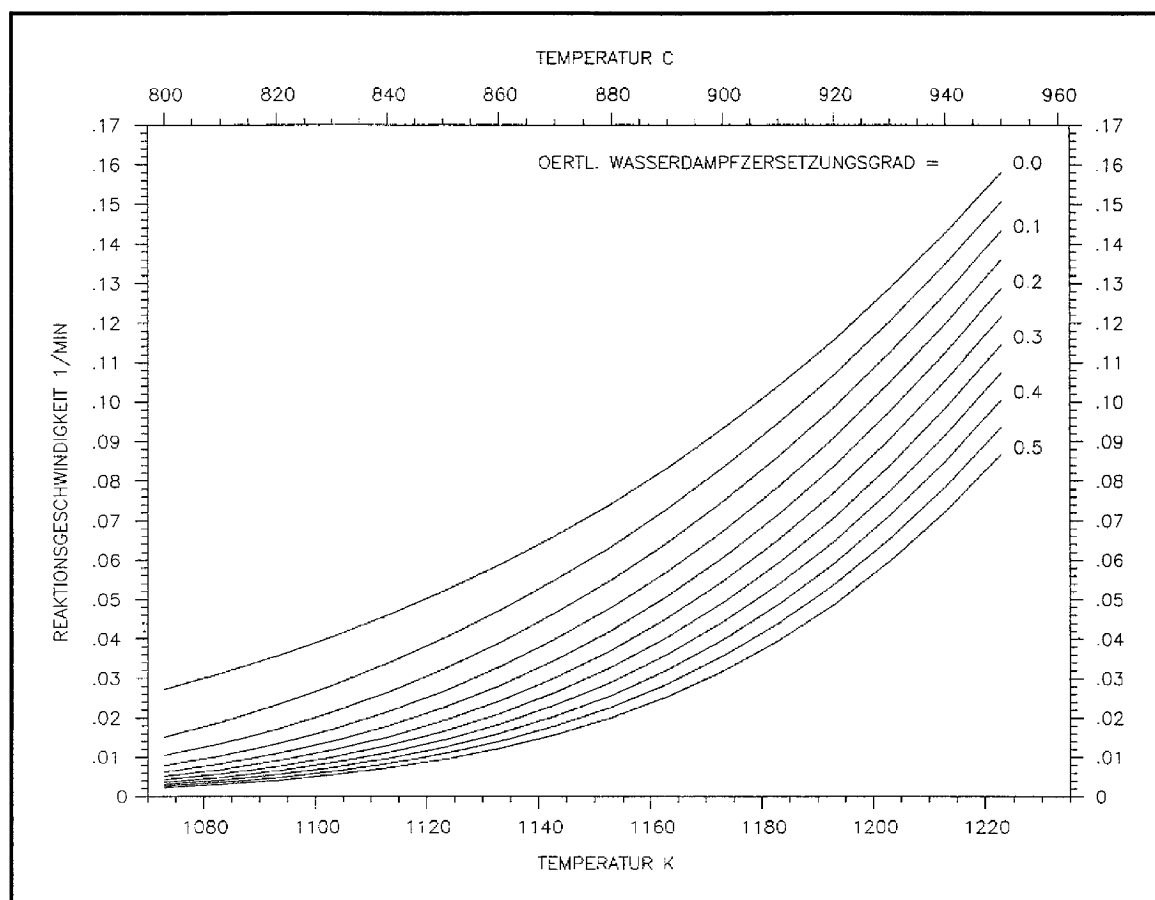


Abb. 26. Kinetik der Vergasung: Aufgetragen ist Reaktionsgeschwindigkeit von frischer Kohle als Funktion von Temperatur und örtlichem Wasserdampfzersetzungsgrad. Derselbe Zusammenhang ist in Abb. 21 auf Seite 42 dreidimensional dargestellt und in Kap.3.3.2 erläutert.

Der Unterschied in der Reaktionsgeschwindigkeit zwischen der Vergasung bei produktgasarmer und produktgasreicher Atmosphäre ist umso größer, je größer der Abbrand ist. Dies Unterschied führte zu einer Auslegung, bei der der Produktgasanteil in den Apparaten mit höherem Abbrand kleiner ist. Diese Auslegung deckt sich auch mit der Anforderung an einen Gegenstrom zwischen Kohle und Wasserdampf aus Kap. 4.2.

4.4 Werkstoffe

Als Werkstoff für den Wärmetauscher wurde Ac66, eine hochwarmfeste und korrosionsbeständige Nickelbasislegierung auf der Basis von Inconel 800 verwendet. Wichtige Werkstoffdaten sind in Tab. 13 auf Seite 61 zusammengestellt.

Der Druck im Heliumkreislauf und im Vergasungskreislauf sind im Normalbetrieb annähernd gleich groß. Belastungen für das Wärmetauscherrohr resultieren daher für diesen Fall im wesentlichen aus thermischen Spannungen. Außerdem muß ein Zuschlag für die Erosion und Korrosion berücksichtigt werden. Untersuchungen der Bergbau-Forschung

zur Erosion haben allerdings einen vernachlässigbaren Abtrag durch Erosion bei Betriebsbedingungen ermittelt /88-12/.

Festigkeitskennwerte bei Umgebungstemperatur

Wärme- behandlungs- zustand	Zugfestigkeit N/mm ²	0,2 % - Dehngrenze N/mm ² mind.	1 % - Dehngrenze N/mm ² mind.	Bruchdehnung (L ₀ = 5d ₀) längs % mind.	Kerbschlagarbeit ISO-V-Probe längs J mind.
lösungsge- glüht und abge- schreckt	500 - 750	185	215	35	85

Festigkeitskennwerte in N/mm² bei Temperaturen in °C von

Art des Kennwerts	100	150	200	250	300	350	400	500	550	600	650	700	750	800	850	900	950	1000
R _{p0,2} mind.	160	150	140	130	120	110	105	95	90	90	85	80						
R _{p0,1} mind.	190	180	170	155	145	135	130	115	110	110	105	100						
R _m	450		430		410	400	390	370	360	340	300	250						
R _m /10 ⁴ h										175	120	80	46	24	15	10	6	(3,5)
R _m /10 ⁵ h										140	92	52	27	16	9	5	3	(1,5)

Tab. 13. Werkstoffkennwerte von AC 66, nach /88-17/

Im Falle einer Druckentlastung auf der Helium- oder der Vergasungsseite aus einem Heißbetrieb heraus, ergeben sich allerdings höhere Belastungen für das Rohr. Um einen wirtschaftlichen Schaden durch Leckage im Wärmetauscher zu vermeiden, muß dieser in einem solchen Falle auf niedrigere Temperaturen gebracht werden. Dazu muß die Heliumumwälzung unterbrochen werden.

Da das Helium eine geringe Kontamination aufweist, ist eine Heliumleckage sicherheitstechnisch nicht gravierend.

Für die Wärmeaustauscher der Vergasungsapparate wurde eine nahtloses Stahlrohr nach Din 2462 eingesetzt. Eine festigkeitsmäßige Dimensionierung erfolgte nicht. Falls für den heißesten Teil der Anlage ein dickwandigeres Rohr notwendig sein sollte, ist dies wegen der Aufteilung der Vergasungsanlage in Einzelapparate leicht möglich.

Für die Wärmetauscher der Dampferzeuger und -überhitzer können übliche Edelstähle verwendet werden.

Für die Druckbehälter können entsprechend den Vorschlägen in /87-8/ unterschiedliche warmfeste Baustähle eingesetzt werden. Es werden Wandtemperaturen von bis zu 350 °C erwartet. Mögliche Werkstoffe sind

15 NiCuMoNb; W.Nr. 1.6368 (WB36)

22 NiMoCr; W.Nr. 1.6751

20 MnMoNi; W.Nr. 1.6310

Diese Werkstoffe haben sich bei dickwandigen Druckbehältern wie Kesseltrommeln, Reaktoren für die Chemie und Druckbehältern für Kernreaktoranlagen bewährt. Die endgültige Festlegung erfolgt nach der Auswahl eines Herstellers unter Berücksichtigung dessen Fertigungsmöglichkeiten und Erfahrungen.

5.0 Auslegung einer WKV mit einer zirkulierenden Wirbelschicht

5.1 Fließbild der Vergasungsanlage

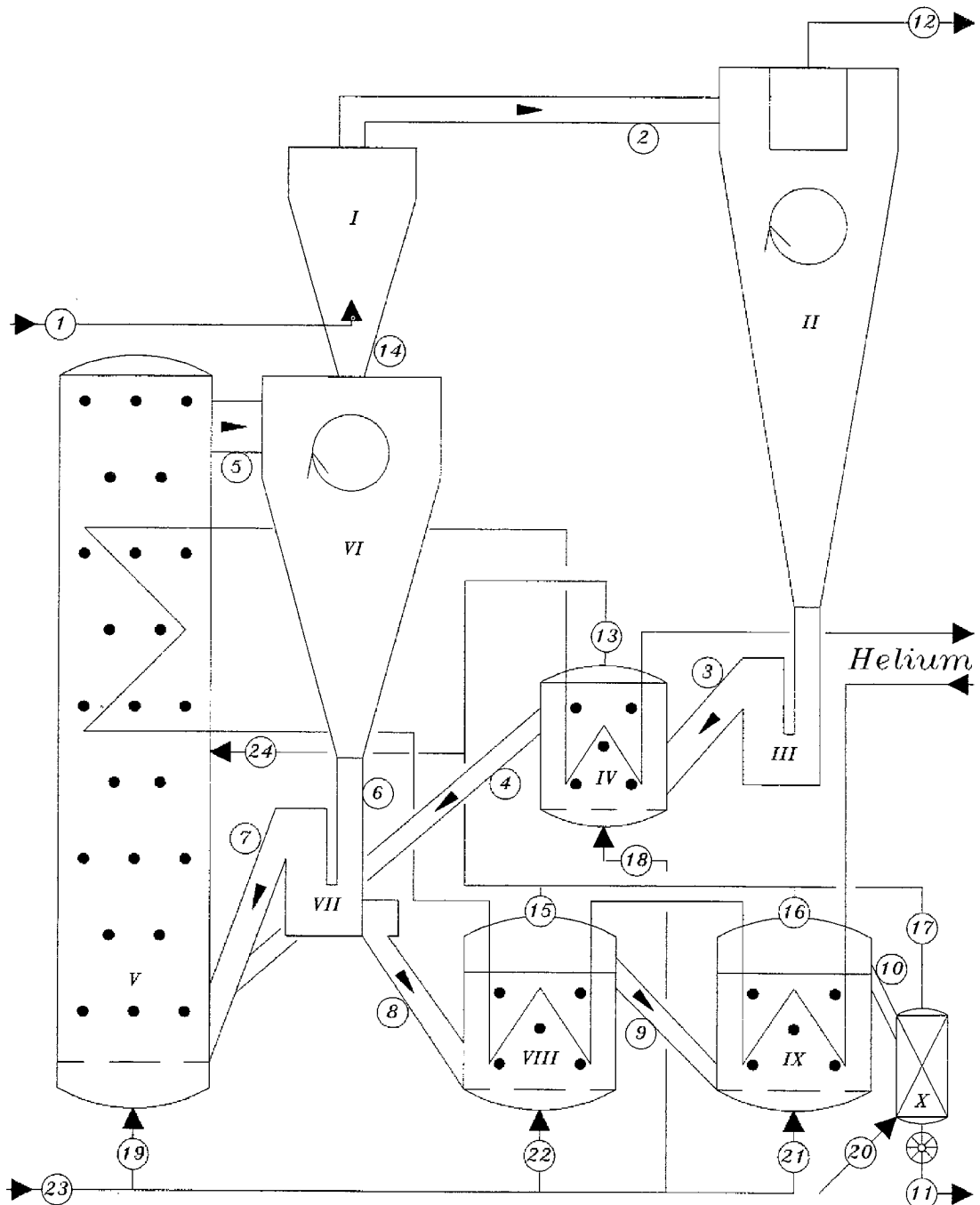


Abb. 27. Fließbild der Vergasungsanlage: Eine Ansicht der Vergasungsanlage ist in Abb. 44 auf Seite 92 gezeigt.

Nr.	Stoff	m	Temp.	Druck	Dichte	Normvol.	Bemerkungen
---	---	kg/sec	°C	bar	kg/m ³	m ³ /h	H ₂ CO CO ₂ CH ₄
1	Kohle	37.08	25	25			
1	Dampf	2.52	780				
2	Koks	155.93	700	25			
2	Gas	82.46	700	25		394885	.520/.136/.232/.112
2	Dampf	40.63	700	25	5.17	182022	
3	Koks	155.93	700	25			
4	Koks	153.88	790	25			
5	Koks		830	25			
5	Gas	59.92	830	25		285745	.548/.146/.244/.062
5	Dampf	49.06	830	25	4.93		
6	Koks		830	25			
7	Koks		830	25			
8	Koks	15.39	830	25			
9	Koks	9.04	880	25			
10	Koks	4.45	930	25			
11	Koks	4.45	270	25			
12	Gas	82.46	700	25		394885	
12	Dampf	40.63	700	25			
13	Gas	6.07	790	25		28333	.538/.127/.260/.075
13	Dampf	14.21	790	25	5.12	63660	
14	Koks	131.72	830	25			
14	Gas		830	25		289948	.548/.146/.244/.062
14	Dampf	49.06	830			219789	
15	Gas	18.87	880	25		91660	.556/.161/.230/.053
15	Dampf	10.27	880	25	4.72	45696	
16	Gas	13.60	930	25		66058	.556/.161/.230/.053
16	Dampf	16.68	930		4.52	74726	
17	Dampf	2.80	910	25	4.61		
18	Dampf	18.22	770		5.17		Rho bei 25 bar
19	Dampf	18.43	770		5.17	82566	
20	Dampf	2.80	250		5.17		
21	Dampf	25.60	770		5.17		
22	Dampf	22.66	770		5.17		
23	Dampf	87.71	770		5.17		
24	Gas	38.54				186051	13 + 15 + 16 .553/.156/.235/.056
24	Dampf	43.89				196627	13 + 15 + 16 + 17

Tab. 14. Massenströme zum Fließbild

5.1.1 Stofflaufplan

Helium

Das heiße Helium verläßt den Kernreaktor, strömt durch eine Heißgasleitung den beiden Nachvergaser 2 zu und wird dort in zwei parallele Ströme aufgeteilt.

Jeder der beiden Heliumströme tritt in den Wärmetauscher eines der beiden Nachvergaser 2 (IX) ein, wird dort abgekühlt, tritt aus dem Wärmetauscher wieder aus und strömt durch zwei parallele kurze Heißgasleitungen zum Wärmetauscher des Nachvergaser 1 (VIII), wird dort wieder abgekühlt und wird weiterhin zweisträngig durch eine Heißgasleitung zum Wärmetauscher des Steigrohres (V) geleitet, der auch zweisträngig ausgeführt ist. Hier kühlt sich das Helium weiterhin ab und strömt durch zwei weitere parallele Heißgasleitungen zum Wärmetauscher des Feststoffaufheizers (IV), wo es sich wiederum abkühlt.

Nach dem Austritt aus dem Feststoffaufheizer werden die beiden parallelen Ströme wieder vereinigt.

Danach fließt das Helium zum Prozeßdampfüberhitzer, zum Dampferzeuger und über ein Gebläse wieder zurück zum Kernreaktor.

Feststoff

Über die Strahlaufgabe wird die Kohle der Venturi-Wirbelschicht (I) (spouted bed) zugeführt. Dort vermischt sich die frisch eingetragene Kohle mit dem Umlaufkoks, und die Pyrolysereaktionen laufen ab. Der frisch eingetragene Feststoff wird zusammen mit dem Umlaufkoks durch den Gasstrom nach oben hin ausgetragen, im Zyklon 2 (II) abgeschieden und dem Feststoffaufheizer (IV) zugeführt. Dort wird der Feststoff aufgeheizt, und ein kleiner Teil des Kokes wird umgesetzt. Der Koks strömt dann getrennt vom Gasstrom zum Steigrohr (V), wo der größte Teil des Kokes umgesetzt wird. Der Feststoff wird auch hier nach oben ausgetragen und im Zyklon 1 (VI) teilweise vom Gasstrom getrennt.

Ein Teil des umlaufenden Feststoffstroms wird zusammen mit dem Gasstrom über das Tauchrohr des Zyklons (VI) zur Beheizung der Pyrolyse der Venturi-Wirbelschicht (I) zugeführt. Der größere Teil des Feststoffes verläßt den Zyklon (VI) nach unten und fließt zum Tauchtopf (VII), wo ein kleiner Teil des Feststoffstromes dem Nachvergaser 1 zugeführt wird. Der größere Anteil fließt durch ein Fallrohr zurück zum Hauptvergaser (V). Der Massenstrom, der den Nachvergaser (VIII;IX) zugeführt wird, durchströmt erst den Nachvergaser 1 (VIII), wo ein Teil des Kokes umgesetzt wird, und fließt danach getrennt vom Gasstrom zum Nachvergaser 2 (IX), wo der letzte Teil des Kokes umgesetzt wird. Über die Aschekühlung (X) und eine Zellradschleuse verläßt der Feststoff die Anlage.

Der mit dem Rohgas ausgetragene Feinstaub wird im Staubabscheider abgetrennt und wahlweise dem Feststoffaufheizer (IV) oder dem Nachvergaser 1 (VIII) wieder zugeführt.

Prozeßdampf

Nach dem Austritt aus der Turbine wird der Wasserdampf dem Prozeßdampfüberhitzer zugeführt, dort aufgeheizt und zu den sieben Druckkesseln (IV;V;VIII;IX) geleitet, wo er über die Anströmböden in den Kohlevergasungsprozeß eingekoppelt wird.

Ein kleiner Teil des Dampfes strömt direkt von der Turbine zum Aschekühler, wo er sich im Gegenstrom zur Asche überhitzt.

Der unverbrauchte Prozeßdampf tritt zusammen mit dem Rohgas aus der Vergasanlage aus und wird im Dampferzeuger zur Produktion von Frischdampf abgekühlt.

Danach fließt er über den Säurewäscher zum Kondensator, wo er auskondensiert und damit vom Rohgas getrennt wird.

Rohgas

Das Rohgas wird zuerst in den Nachvergäsern (VIII;IX) und dem Feststoffaufheizer (IV) erzeugt. Von dort wird es zusammen mit dem unverbrauchten Wasserdampf der Sekundärgaszufuhr des Steigrohres (V) zugeführt und mischt sich im Steigrohr mit dem im unteren Teil des Steigrohres gebildeten Rohgas anderer Zusammensetzung. Im oberen Teil des Steigrohres wird weiteres Rohgas gebildet, das dann über den Zyklon 1 (VI) in die Venturi-Wirbelschicht (I) eintritt und diese beheizt. Bei der dort ablaufenden Pyrolyse wird weiteres Rohgas gebildet und das gesamte Rohgas tritt mit dem unverbrauchten Dampf über den Zyklon 2 (II) und den Staubabscheider in den Dampferzeuger ein, wo es abgekühlt wird.

Nach einer HCl-Wäsche wird es im Kondensator vom Wasserdampf getrennt und steht dann zur weiteren Verwendung bereit.

Hochdruckdampf

Das Kesselspeisewasser wird im Prozeßdampf-kondensator vorgewärmt und im Rohgas-dampferzeuger sowie im Heliumdampferzeuger zu Hochdruckdampf umgeformt. Danach wird der Hochdruckdampf der Turbine zugeführt. Ein Teil des Dampfes durchströmt die Turbine vollständig und wird anschließend dem Kondensator zugeführt. Ein anderer Teil verläßt die Turbine als Zwischenanzapfung, um als Prozeßdampf verwendet zu werden.

5.2 Kohlevergasung

Als Referenzkohle für die Auslegung wird eine Gasflammkohle des nördlichen Ruhrgebietes, Gasflammkohle "Westerholt", gewählt /88-4/. Derartige Gasflammkohlen sind sehr umfangreich in der halbtechnischen Versuchsanlage der Bergbau-Forschung untersucht worden, die wichtigsten Daten der Kohle sind im Anhang in Kap. 9.0 aufgeführt.

Die Vergasungsauslegung wurde für eine Vollvergasung durchgeführt, d.h. die Kohle wird entsprechend den Vorschlägen aus /88-4/ zu 95 % umgesetzt. Dieser Umsatzgrad stellt einen Kompromiß zwischen der Reaktionsgeschwindigkeit der Kohle und der Ausnutzung des Kohlenstoffgehaltes dar. Die relative Feststoffbilanz einer solchen Vergasung ist in Tab. 15 auf Seite 67 gegeben.

Die verbleibende Asche hat immer noch einen Kohlenstoffgehalt von 35 % und braucht deshalb nicht direkt deponiert zu werden, sondern kann einer Weiterverwendung zugeführt werden, wie sie in /88-4/ vorgeschlagen wurde.

Gemäß zahlreicher Untersuchungen ergibt sich bei einer hohen Aufheizgeschwindigkeit, wie sie bei einer Einspeisung von Kohle in ein Wirbelbett vorliegt, eine relative Kornvolumenvergrößerung während des Pyrolysevorganges. Bei der eingesetzten Gasflammkohle "Westerholt" folgt daraus ein Anstieg des mittleren Partikeldurchmessers auf das 1.2 bis 1.5 -fache. Nach abgeschlossener Pyrolyse kontrahieren die Partikel annähernd auf ihren ursprünglichen Durchmesser zurück /87-8/.

Stoff	Einsatzkohle			Koks			umgesetzte Kohle		
	kg	Gew. %	Mol%	kg	Gew. %	Mol%	kg	Gew. %	Mol%
C	0.782	78.02	54.86	0.0432	35.633	77.78	0.7370	83.871	53.88
H	0.0479	4.79	40.33	0.0009	0.735	19.24	0.0470	5.350	41.23
O	0.0675	6.75	3.55	0.0012	1.024	1.68	0.0663	7.541	3.63
N	0.0145	1.45	0.87	0.0007	0.571	1.07	0.0138	1.571	0.86
S	0.013	1.3	0.34	0.0003	0.240	0.20	0.0127	1.44	0.35
Cl	0.0020	0.2	0.05	0.0001	0.050	0.04	0.0019	0.22	0.05
Asche	0.0749	7.49	---	0.0749	61.75	-	-	-	-
Σ	1.0000	100.00	100.00	0.1213	100.00	100.00	0.8787	100.00	100.00

Tab. 15. Relative Feststoffbilanz für die Vollvergasung: Die Umsatzgrade ergeben sich damit zu $X_C = 0.9446$; $X_O = 0.9816$; $X_H = 0.9814$; $X_N = 0.9522$; $X_S = 0.9776$; $X_{Cl} = 0.97$; $X_{Kohle} = 0.9501$ nach /87-8/

Diese Veränderungen des Partikeldurchmessers bei dem Vergasungsvorgang führen nach Kubiak /88-11/ zu sehr unterschiedlichen Wirbelbettdichten bei Pyrolyse und reiner Vergasung. Die Wirbelbettdichten in den einzelnen Apparaten wurden daher zu $\rho = 150 \text{ kg/m}^3$ für den Bereich der Pyrolyse und $\rho \approx 300 \text{ kg/m}^3$ bei der Vergasung angesetzt. Dabei ergibt sich kurz nach der Pyrolyse und gegen Ende der Vergasung ein etwas kleinerer Wert als 300 kg/m^3 , da hier der Schrumpfungsvorgang noch nicht vollständig abgeschlossen ist, beziehungsweise das Kohlekorn durch den großen Kohleumsatzgrad schon leichter geworden ist. Dagegen stellt sich zwischendurch wegen des abgeschlossenen Schrumpfvorgangs und des begrenzten Umsatzgrades ein etwas höherer Wert von bis zu $\rho \approx 320 \text{ kg/m}^3$ ein.

Die Wirbelbettdichte der zirkulierenden Wirbelschicht ändert sich wie in Kap. 3.1 beschrieben stetig von unten nach oben. Für die Auslegung wurde nach /87-10/ ein Sprung der Wirbelbettdichte auf Höhe der Sekundärgaszufuhr angenommen, so daß sich nach Gl.1-3 ein Wert von 240 kg/m^3 für den unteren Bereich des Hauptvergasers und nach Gl.1-4 von 60 kg/m^3 für den oberen Bereich des Hauptvergasers ergibt.

Die Wärmeübergangskoeffizienten α in den einzelnen Apparaten konnten mit den Daten über die Wirbelbettdichte entsprechend den Auslegungsgleichungen nach Kap. 3.1.2 bestimmt werden. Die Ergebnisse dieser Berechnungen sind in Tab. 16 auf Seite 68 zusammengestellt. Wie aus dem Fließbild in Abb. 27 auf Seite 63 ersichtlich, findet die Kohlevergasung in fünf hintereinandergeschalteten Stufen statt: Dem Venturireaktor (I), dem Feststoffaufheizer (IV), dem Hauptvergasers (V) und den beiden Nachvergasern (VIII;IX). Der Feststoff durchströmt nacheinander diese Apparate, wobei an zwei Stellen eine Rückkreisung stattfindet.

Nr.	---				
Apparat	---	Fest- stoff- aufheizer	Haupt- vergaser	Nach- vergaser 1	Nach- vergaser 2
Porosität der Wirbelschicht im Bereich des Wärmetauschers	---	0.80	0.96	0.77	0.80
Wirbelbettdichte	kg/m ³	280	60	320	280
Gasgeschwindigkeit	m/sec	0.078	0.65	0.076	0.076
Temperatur der Wirbelschicht	°C	790	830	880	930
mittlere Temperatur des Wärmetauschers	°C	820	855	920	975
Strahlungswärmeübergang	W/m ² K	256	283	329	376
Partikelkonvektiver Wärmeübergang					
Partikelfraktion 1	W/m ² K	159	33	199	181
Partikelfraktion 2	W/m ² K	290	61	362	329
Partikelfraktion 3	W/m ² K	533	110	663	604
Partikelfraktion 4	W/m ² K	1127	234	1397	1268
Partikelfraktion 5	W/m ² K	1919	399	2372	2151
Partikelfraktion 6	W/m ² K	2930	605	3608	3267
Gesamt	W/m ² K	972	201	1203	1092
Gaskonvektiver Wärmeübergang					
Partikelfraktion 1	W/m ² K	248	246	243	240
Partikelfraktion 2	W/m ² K	175	174	172	170
Partikelfraktion 3	W/m ² K	123	122	120	119
Partikelfraktion 4	W/m ² K	78	78	77	76
Partikelfraktion 5	W/m ² K	56	56	55	55
Partikelfraktion 6	W/m ² K	43	43	42	42
Gesamt	W/m ² K	114	113	111	110
Wärmeübergang an die Wirbelschicht gesamt	W/m ² K	1342	597	1644	1578

Tab. 16. Wärmeübergang an die Wirbelschicht: Der Wärmeübergang wurde mit dem Modell nach Martin /88-3/, das für einen Feststoff mit Partikelgrößenverteilung modifiziert wurde, berechnet. Erläuterungen dazu sind in Kap. 3.1.2 aufgeführt.

Der größte rückgekreiste Massenstrom wird über den dem Hauptvergaser nachgeschalteten Zyklon geleitet und im Anschluß dem Hauptvergaser wieder zugeführt. Dieser Weg unterscheidet sich nur unwesentlich von einer internen Zirkulation im Hauptvergaser selbst.

Ein kleinerer Massenstrom wird nach dem Hauptvergaser wieder zurück in die Pyrolysezone geführt, um dieser Energie zuzuführen. Dieser Massenstrom gelangt, nachdem er die Pyrolysezone annähernd inert durchströmt hat, in den Feststoffaufheizer und von dort wieder zurück in den Hauptvergaser.

Die wichtigsten Abmessungen der fünf Hauptapparate sind in Tab. 17 auf Seite 69 zusammengestellt. Eine genauere Beschreibung dieser Apparate und der übrigen wichtigen

Komponenten ist im folgenden aufgeführt. Die gesamte Vergasungsanlage ist in Abb. 44 auf Seite 92 gezeigt.

Nr.	---	I	IV	V	VIII	IX
Apparat	---	Pyro-lyse-apparat	Fest-stoff-aufhei-zer	Haupt-ver-gaser	Nach-ver-gaser 1	Nach-ver-gaser 2
Anzahl gleicher Apparate	---	2	2	1	2	2
Außendurchmesser	m	5.2	6.8	7.2	7.2	7.2
Wandstärke	mm	100	100	100	100	100
Äußere Höhe	m	12	7.8	40.0	9.3	7.9
Freier Innendurchmesser	m	1.0/4.0	5.7	2.7;6.0	6.0	6.0
Freie Innenhöhe	m	11	6.6	38	8.1	6.7
Massenstrom Feststoff	kg/sec	168.8	156.0	22.2	15.4	9.0
Massenstrom Anströmdampf	kg/sec	---	18.22	18.43	22.66	25.60
Dampfgeschwindigkeit	m/sec	---	0.069	0.623	0.078	0.088
Temperatur der Wirbelschicht	°C	700	790	830	880	930
Wirbelbettdichte	kg/m ³	≈150	280	115	320	280
Höhe der Wirbelschicht	m	7;4	4.60	17.5;20	6.1	4.7
Reaktionsvolumen	m ³	38;50	117	273;554	172	132
Mittlere Verweilzeit des Feststoffes	min	> 1.0	3.5	71.3	59.5	68.5
Kohleumsatzgrad am Austritt	%	36.0	60.6	62.2	81.1	95.0
Wasserdampfzersetzungsgrad	%	3	22	21	55	35
Wärmetauscherfläche	m ²	---	1203	4206	1414	889

Tab. 17. Abmessungen der Hauptapparate

5.2.1 Kohlezufuhr

Die Kohlezufuhr wurde nach den Vorstellungen der Bergbau-Forschung /84-7/87-7/ als Strahlaufgabe ausgelegt. Die Kohlezufuhreinrichtung muß folgende Anforderungen erfüllen, /87-7/:

1. Es muß eine kontinuierliche Zuführung eines konstanten Massenstromes bei gegen die im Apparat vorhandenen hohen Drucke und Temperaturen erfolgen.
2. Die Kohle darf in der Zuführungsleitung bis zum Eintritt in den Apparat nicht so weit aufgeheizt werden, daß sie backfähig wird, um ein Verstopfen zu vermeiden.
3. Es muß eine schnelle Aufheizung und eine innige Vermischung der backfähigen Kohle mit dem kokungsinerten Gut im Apparat erfolgen, um eine Bildung von Agglomeraten zu vermeiden.

Der Strahlkopf einer solchen Strahlaufgabe ragt aufwärts gerichtet in den engsten Querschnitt des Venturireaktors. Die eigentliche Zufuhr erfolgt über drei konzentrische Öffnungen, wobei die innere eine Dichtstrom-Kohleförderung aufweist, die mit Rohgas als Fördermedium betrieben wird. Darum ist eine Austrittsdüse für eine geringe Menge

Kühldampf angeordnet und um diese ist eine Düse für den sogenannten Strahldampf angeordnet. Der Strahldampf strömt mit einer sehr großen Geschwindigkeit aus und fördert auf diese Art die Vermischung von kokungsinertem Gut aus dem Apparat und der frisch eingebrachten, backfähigen Kohle.

Massenströme und Abmessungen der Strahlaufgabe sind in Tab. 18 aufgelistet.

Feststoffdurchsatz	kg/sec	37.08
Anzahl der Strahlaufgaben	---	8
Förderrohrdurchmesser	mm	44
Strahldüsendurchmesser innen	mm	58
Strahldüsendurchmesser außen	mm	60
Strahlgasgeschwindigkeit	m/sec	329
Strahlgasvolumenstrom	m ³ /sec	0.487

Tab. 18. Auslegungsdaten der Strahlaufgabe

Der für die Pyrolyse eingesetzte Apparat mit seiner Venturi-Wirbelschicht ist wegen seiner außerordentlich intensiven inneren Vermischung besonders für die Zugabe von backfähiger Kohle geeignet. British Coal /88-6/ favorisiert sogar eine Zugabe die lediglich über eine Schnecke erfolgt. Wegen der guten inneren Feststoffvermischung wurde der Strahldampfmassenstrom geringer gewählt, als in den Auslegungen der Bergbau-Forschung für eine stationäre Wirbelschicht. Es kann daher davon ausgegangen werden, daß es zu keinen Agglomerationen kommt.

Es ist sogar zu überlegen, ob die Kohlezufuhr in den Venturireaktor nicht auch über eine Schnecke erfolgen sollte, da dies ein technisch einfacheres Verfahren ist. Außerdem wird bei einem Eintrag mit einer Schnecke keine so große Menge an Strahldampf benötigt, so daß sich ein höherer Wasserdampfersetzungsgrad oder eine größere Reaktionsgeschwindigkeit für die Vergasung ergibt. Die Betriebssicherheit einer Zugabe mit einer Schnecke müßte aber noch experimentell untersucht werden.

5.2.2 Pyrolyseapparat

Die Aufgabe des Apparates mit der Venturiwirbelschicht ist die Durchführung der Pyrolyse. Da die dafür benötigte Wärme nicht über einen Wärmetauscher eingekoppelt werden sollte, sondern über die fühlbare Wärme aus dem eintretenden Gas-Feststoff-Gemisch zur Verfügung gestellt wird, mußte ein Wirbelschichtapparat, der kein Gasverteilungsorgan in Form einer Lochplatte oder eines Düsenbodens benötigt, verwendet werden. Außerdem wurde für den Einsatz von stark backfähiger Gasflammkohle ein Apparat benötigt, in dem der Feststoff einer starken inneren Vermischung unterliegt. Diese Anforderungen werden durch eine Venturiwirbelschicht in hervorragender Weise erfüllt. Ein solcher Apparat ist in dem Vergasungssystem doppelt vorhanden.

Die frisch eingebrachte Kohle vermischt sich im Venturireaktor sowohl mit dem Feststoff, der zusammen mit dem Gas- und Wasserdampfstrom über die Venturidüse dem Apparat zugeführt wird, als auch mit dem in einer starken inneren Zirkulation befindlichen Feststoff aus dem Apparat selber. Dabei stellt jeder der beiden Anteile ein Mehrfaches des frisch eingetragenen Feststoffmassenstromes dar. In der Venturiwirbelschicht bildet sich, wie in Kap. 3.1 beschrieben, in der Mitte ein sogenannter "spout" aus, in dem

der Feststoff nach oben strömt. In Wandnähe fließt der Feststoff dagegen in einer dichteren "Phase" nach unten.

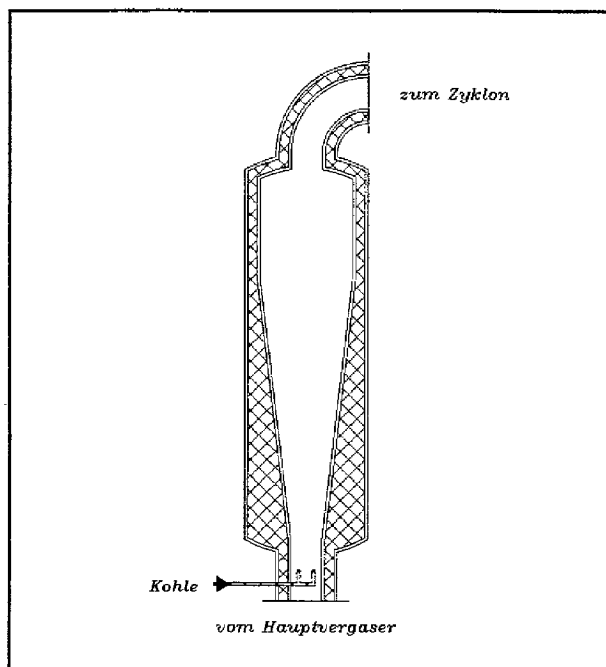


Abb. 28. Venturireaktor

Die Gasgeschwindigkeiten im Bereich der Venturidüse sind die höchsten im System erreicht, daher ist hier der kritischste Punkt für eine Erosion. Da aber die Gasgeschwindigkeit mit 13 m/sec noch im Bereich der Gasgeschwindigkeiten liegt, die in einem zirkulierenden Wirbelschicht-Kraftwerk mit Atmosphärendruck erreicht werden, wird die Erosion selbst an dieser Stelle nicht als kritisch angesehen.

Gasanteil	H_2O	H_2	CO	CO_2	CH_4
Gaszusammensetzung am Eintritt	43.12	31.17	8.30	13.88	3.53
Gaszusammensetzung am Austritt	31.55	35.59	9.31	15.88	7.67

Tab. 19. Gaszusammensetzung in der Pyrolysezone: Gezeigt ist die Gaszusammensetzung am Eintritt in die und am Austritt aus der Pyrolysezone.

Im Apparat herrscht eine stark wasserdampfhaltige Gasatmosphäre. Die Gaszusammensetzungen am Eintritt und am Austritt aus dem Apparat sind in Tab. 19 gegeben. Der hohe Wasserdampf- und Wasserstoffanteil stellen nach Jüntgen und van Heck /81-3/ die Grundlage für das Cracken der bei der Pyrolyse entstehenden Teere dar, Kap. 3.3.

Die relative Feststoffbilanz für die Pyrolyse ist in Tab. 1 auf Seite 33 gezeigt. Der bei der Pyrolyse entstehende Koks reagiert bei der niedrigen in der Pyrolysezone herrschenden Temperatur von 700 °C nur ganz unwesentlich. Er wurde daher in den kinetischen Rechnungen der Pyrolysezone als inert angesehen. Die Reaktionsgeschwindigkeit der Pyrolysereaktion ist außerordentlich hoch, so daß von einer vollständig ablaufenden Pyrolyse im Bereich der Venturiwirbelschicht ausgegangen werden kann.

Die Wärmezufuhr zur Pyrolysezone muß in möglichst engen Grenzen geregelt werden. Eine zu niedrige Temperatur kann zu einer Teerbildung führen, eine zu hohe Temperatur führt dazu, daß dem Prozeß über die fühlbare Wärme des Rohgases Energie verlorengeht. Da der Pyrolyseapparat aber keine aktiven Heizelemente besitzt, muß die Temperaturregelung über den die Pyrolysezone durchströmenden Feststoffmassenstrom erfolgen. Dazu sind unterschiedliche Konzepte denkbar: Regelung durch eine Bypassleitung zum Zyklon 1 oder Regelung der Abscheideleistung des Zyklons durch "volllaufenlassen" oder aber besser noch durch ein im oberen Teil des Zyklons angebrachtes, bewegliches "Störelement", das zu einer ungleichförmigen Wirbelströmung führt.

Nach abgelaufener Pyrolyse tritt der Feststoff nach oben aus dem Apparat aus und gelangt über einen Zyklon in den Feststoffaufheizer.

5.2.3 Feststoffaufheizer

Der Feststoffaufheizer hat zwei Aufgaben. Einmal dient er dazu, den in der Pyrolyse entstehenden Koks sowie den zurückgekreisten Feststoff mit der Pyrolysetemperatur von 700 °C auf Vergasungstemperatur - in diesem Apparat 790 °C - zu bringen. Zum anderen findet in diesem Apparat ein kleiner Teil der Vergasung auf niedrigem Temperaturniveau statt.

Dieser Apparat ist in der Vergasungsanlage doppelt vorhanden.

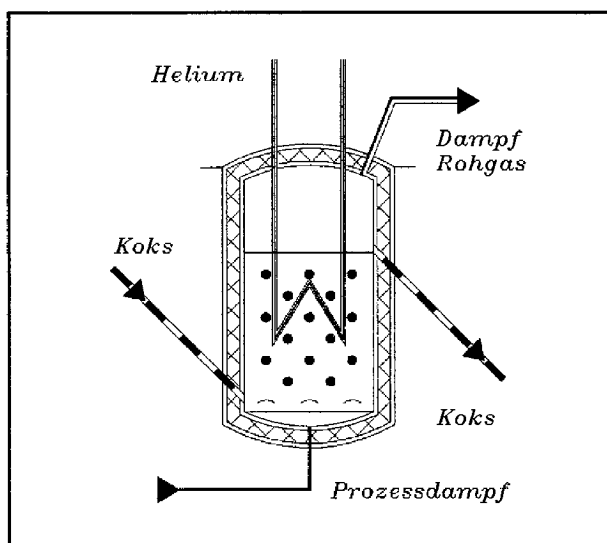


Abb. 29. Feststoffaufheizer

Der Apparat ist als stehender zylindrischer Druckbehälter mit einer innenliegenden Ausmauerung als Isolierung ausgeführt. Er hat einen innenliegenden gasdichten Liner. Eine Prinzipskizze des Apparate ist in Abb. 29 gegeben.

In den Apparat ist ein Rohrbündel-Wärmetauscher mit Rohren in Form einer Helix eingehängt. Die Helix hat entgegen dem Vorschlag in /88-13/ einen Steigungswinkel der Rohre von 30 °, wodurch es möglich ist, sowohl den Sammler als auch den Verteiler oben

anzubringen, ohne die Wiederholungsprüfbarkeit zu beeinträchtigen. Auf diese Weise befinden sich Sammler und Verteiler außerhalb der Wirbelschicht und es wird gegenüber der Ausführung mit untenliegendem Verteiler und obenliegendem Sammler Höhe eingespart. Es wurde nur der Druckverlust in den Rohren des Wärmetauschers berechnet, da die Auslegung im Rahmen dieser Arbeit nicht bis zu einem genauen Aufstellungsplan führt, wurde auf die Berechnung der Druckverluste in Krümmern, Verteilern und Sammlern verzichtet. Es wird davon ausgegangen, daß der Gesamtdruckverlust des Heliumkreislaufes weniger als drei Mal so groß ist, wie die reine Rohrreibung. Die Auslegungsdaten des Wärmetauschers sind in Tab. 20 gezeigt.

Bauart	Helix mit obenliegendem Sammler und Verteiler	
Äußere Heizfläche	m ²	1203
Innerer Rohrzylinder der Helix	m	0.38
Äußerer Rohrzylinder der Helix	m	5.51
Anzahl an Helissenzyklern	---	28
Steigungswinkel der Rohre	°	30.4
Höhe der Helix	m	2.87
Verwendetes Rohr	mm	48.3*3.6
Anzahl der parallelen Rohre	---	700
Massenstrom Helium	kg/sec	80.2
Eintrittstemperatur Helium	°C	840
Austrittstemperatur Helium	°C	800
Prandtlzahl	---	0.662
Reynoldszahl	---	72098
Druckverlust der Rohre	bar	0.2138
Wärmeübergangszahl innen	W/m ² K	1318
Wärmeübergangszahl außen	W/m ² K	1341
Wärmedurchgangszahl	W/m ² K	558
Leistung des Wärmetauschers	kW	16700
Gewicht der Rohre (ohne Sammler und Verbindungsstücke)	t	32

Tab. 20. Wärmetauscher des Feststoffaufheizers:

Wegen der ausgesprochen großen Massenströme an Koks, die den Feststoffaufheizer durchfließen, ergibt sich bei begrenzter Apparategröße eine kurze Verweilzeit. Um aber dennoch einen Kohleumsatz zu erreichen, der ausreicht, um die bei dieser Temperatur angebotene Heliumwärme ausnutzen zu können, muß dieser Apparat mit einem hohen Wasserdampfpartialdruck betrieben werden. Dadurch ergab sich für diesen Apparat ein Wasserdampfzersetigungsgrad von nur 22 %.

In den Apparat treten Feststoffe aus zwei unterschiedlichen Quellen ein. Einmal gibt es einen frischen Koks aus der in die Pyrolysezone zugeführten Frischkohle mit einem Umsatzgrad von 36 % . Zum anderen gibt es einen bereits teilvergasten Koks aus der Feststoffrückkreisung mit einem mittleren Umsatzgrad von 61 %. Die Reaktionsge-

schwindigkeit dieser beiden Anteile unterscheidet sich aufgrund der in Kap. 3.3.2 dargestellten Zusammenhänge um den Faktor drei. Da der teilvergaste Koks in dem Apparat

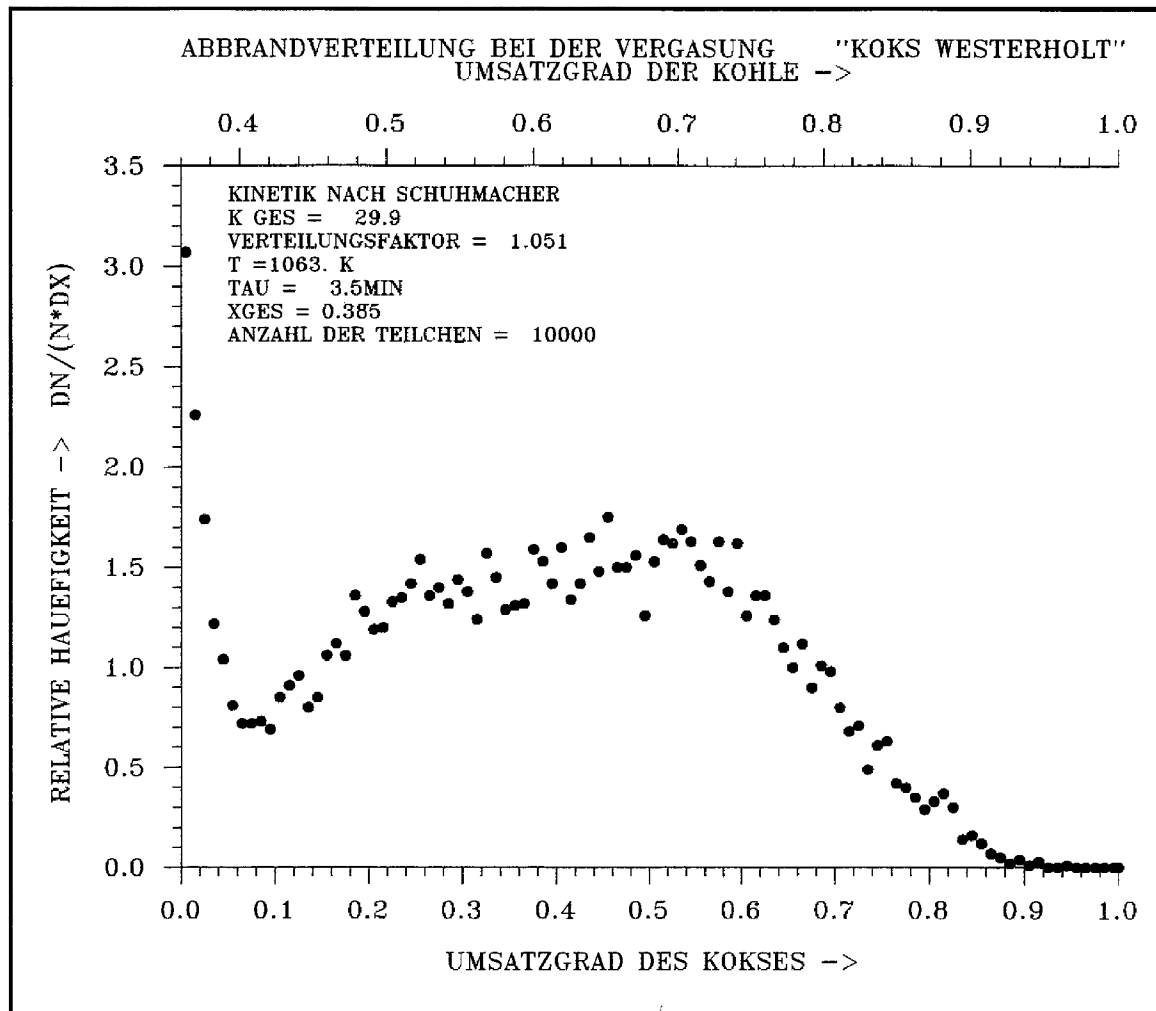


Abb. 30. Abbrandverteilung am Austritt aus dem Feststoffaufheizer: Aufgetragen ist die relative Häufigkeit von Feststoffpartikeln als Funktion des Umsatzgrades.

Erläuterung zu den Abbildungen mit einer Abbrandverteilung:

Abb. 23 auf Seite 54; Abb. 30 hier; Abb. 33 auf Seite 79; Abb. 35 auf Seite 82; Abb. 37 auf Seite 84.

Die Abszisse stellt den Umsatzgrad dar, dabei ist oben im Diagramm der Umsatzgrad der Kohle und unten im Diagramm der Umsatzgrad des Kokes aufgezeigt. Unter Umsatzgrad wird das Verhältnis umgesetzter Masse zu Anfangsmasse eines Feststoffteilchens verstanden. Die Definition des Kohleumsatzgrades ist durch

$$X_{Kohle} = \frac{m_{Kohlex} - m_{Kohle}}{m_{Kohlex}} \quad [a-1]$$

gegeben, der Koksumsatzgrad ist durch

$$X_{Koks} = \frac{m_{Koksa} - m_{Koks}}{m_{Koksa}} \quad [a-2]$$

gegeben. Die angegebenen Massen beziehen sich dabei auf einen wasser- und aschefreien Feststoff. Zwischen X_{Kohle} und X_{Koks} kann mit Hilfe der beiden Beziehungen $m_{Koks} = m_{Kohle}$ und $m_{Koks} = (1 - FL) m_{Kohle}$ umgerechnet werden, wobei FL der Anteil an flüchtigen Bestandteilen in der Kohle ist. Für Gasflammkohle "Westerholt" gilt $FL = 0.36$.

Auf der Ordinate ist die relative Häufigkeit der Anzahl der Teilchen mit einem bestimmten Umsatzgrad aufgetragen, unter relativer Häufigkeit wird der Quotient zwischen der Anzahl an Teilchen mit einem bestimmten Merkmal ΔN geteilt durch die Gesamtzahl der betrachteten Teilchen N und die Breite der Merkmalsklasse, hier ΔX verstanden,

$$n = \frac{\Delta N}{N \Delta X} \quad [a-3]$$

Der am weitesten rechts liegende Datenpunkt entspricht nicht dieser Konvention, um den Auftragungsmaßstab nicht zu verzerren. Durch diesen Datenpunkt mit dem höchsten Abbrand werden Kohlepartikel dargestellt, die einen Abbrand von über 99.999 % erreicht haben. Als Klassenbreite ΔX wurde aber hier derselbe Wert wie im übrigen Diagramm verwendet.

Die oben links im Diagramm aufgeführten Daten definieren den Zustand des Simulationsmodells, dabei dienen K_{ges} und der Verteilungsfaktor zur Identifikation des Rechenlaufes, mit T ist die Temperatur gemeint und Tau ist die mittlere Verweilzeit τ des Feststoffes im Apparat, X_{ges} ist der mittlere Koksumsatzgrad der gesamten Partikel (dies ist neben der Umsatzgradverteilung das Ergebnis eines Rechenlaufes), und mit der Anzahl der Teilchen ist die Anzahl der mit dem Simulationsmodell betrachteten Feststoffpartikeln gemeint.

aber in dreifacher Menge gegenüber dem frischen Koks vorhanden ist, haben beide Feststoffsorten einen etwa gleich großen Anteil an den Vergasungsreaktionen.

Die Abbrandverteilung am Austritt aus dem Feststoffaufheizer ist in Abb. 30 auf Seite 74 gezeigt.

Es ist deutlich zu erkennen, daß der Feststoff aus zwei unterschiedlichen Quellen stammt. Das linke Maximum wird von dem frischen Koks gebildet. Da dieser mit einem einheitlichen Abbrand von 36% in den Reaktor eingetreten ist, hat sich in der kurzen Verweilzeit keine sehr ausgeprägte Verteilung herausgebildet.

Der Bogen mit dem Maximum in der Mitte wird von dem rückgekreisten Feststoff gebildet. Dieser ist bereits mit einer breit gestreuten Abbrandverteilung in den Feststoffaufheizer eingetreten, siehe dazu Abb. 33 auf Seite 79, und hatte einen mittleren Umsatzgrad von 61 %, wobei Werte zwischen 36 % und 90 % auftraten. Die Form der Verteilung dieses Anteils ändert sich im Feststoffaufheizer nur unwesentlich, es kommt lediglich zu einem steileren Abfallen der relativen Häufigkeit bei höheren Umsatzgraden. Insgesamt verschiebt sich die Verteilung gegenüber Abb. 33 auf Seite 79 natürlich zu größeren Umsatzgraden hin.

Die Gaszusammensetzung im Feststoffaufheizer ist in Abb. 31 auf Seite 76 wiedergegeben. Wie deutlich zu sehen ist, fällt der Wasserdampfpartialdruck von 25 bar (reiner Wasserdampf) bis auf 17 bar in Höhe der Wirbelschichtoberfläche. Gleichzeitig damit

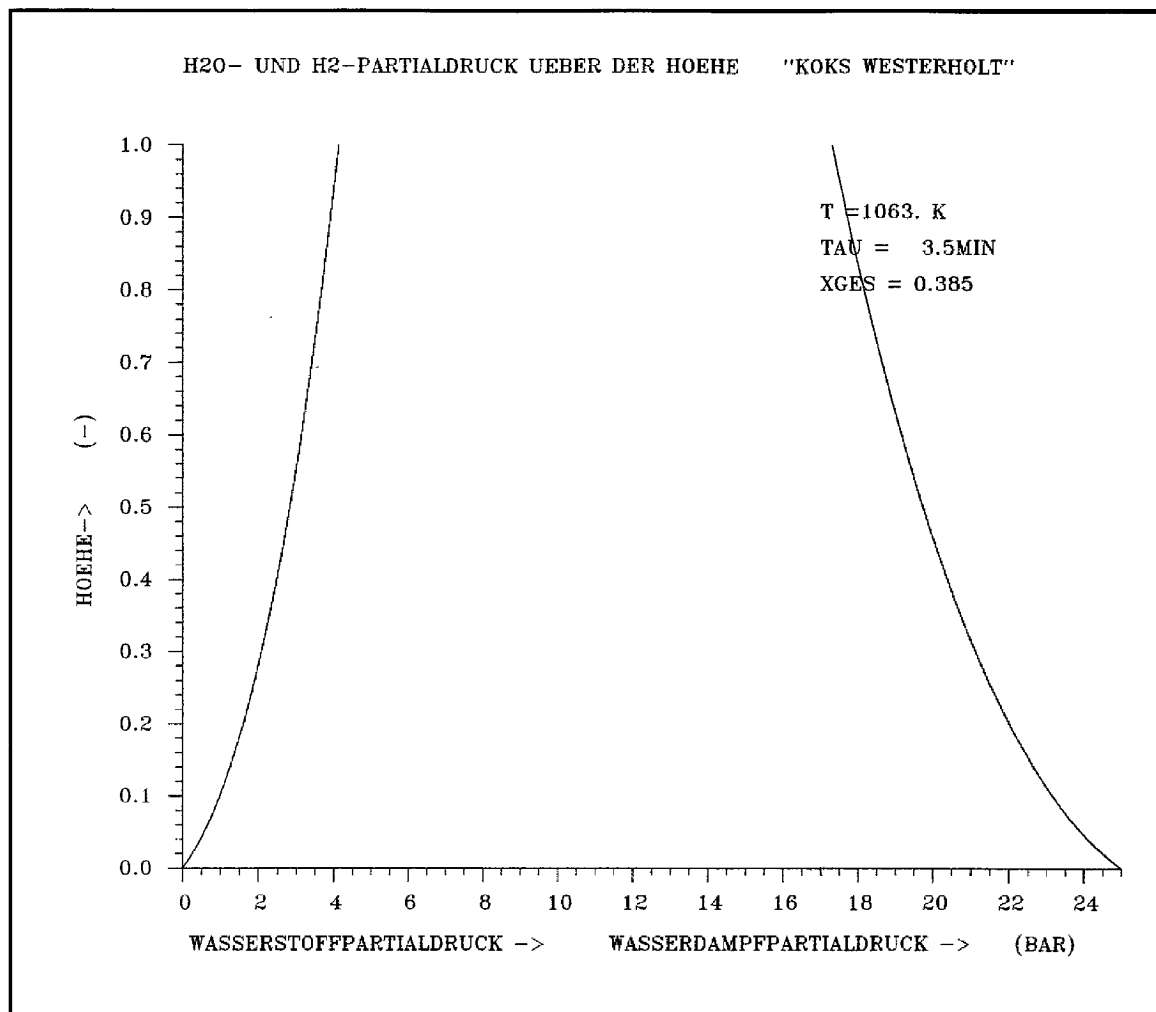


Abb. 31. Gaszusammensetzung im Feststoffaufheizer: Aufgetragen ist der Zusammenhang zwischen der relativen Höhe im Apparat und dem Partialdruck von Wasserstoff und Wasserdampf

steigt dann der Wasserstoffpartialdruck von 0 bar am Boden auf 4.5 bar an der Wirbelschichtoberfläche an. Die Partialdrucke der anderen Produktgase sind nicht mit aufgeführt, sie können aber aus dem Wasserstoffpartialdruck entsprechend der Angaben in Kap. 3.4.2 bestimmt werden.

Nach Verlassen des Feststoffaufheizers fließt der Koks dem Hauptvergaser zu.

5.2.4 Hauptvergaser

Der Hauptvergaser hat drei Aufgaben. Erstens wird hier der größte Fortschritt beim Umsatz der Kohle erzielt. Zweitens dient der Apparat dazu, einen Teil des Wasserdampfes, der die anderen Vergasungsapparate unverbraucht verläßt, zu einer weiteren Umsetzung zu bringen, wodurch sich der Wasserdampfzersetzungsgrad des Gesamtprozesses erhöht. Drittens dient er dazu, den Feststoffumlauf durch die anderen Apparate zu gewährleisten, da nur mit einem hohen Apparat eine Feststoffrückführung gewährleistet werden kann. Der Hauptvergaser ist in der Kohlevergasungsanlage nur einfach

vorhanden. Der Hauptvergaser ist als hoher, stehender, zylindrischer Druckbehälter mit innenliegender Ausmauerung ausgeführt. Die Ausmauerung dient zum einen als Isolierung, zum anderen ist sie im unteren Bereich so ausgeführt, das sich ein konisches Reaktionsvolumen ergibt. Der Apparat ist innen mit einem gasdichten Liner ausgekleidet.

Im Hauptvergaser bildet sich aufgrund der hohen Gasgeschwindigkeiten von bis zu 0.65 m/sec eine zirkulierende Wirbelschicht aus.

Die zirkulierende Wirbelschicht wird durch drei Apparate dargestellt, das Steigrohr (Hauptvergaser), den Rückführzyklon und den Tauchtopf, der als Druckverschluß zwischen Steigrohr und Unterseite des Zyklons dient.

Der Hauptvergaser ist in Abb. 32 skizziert.

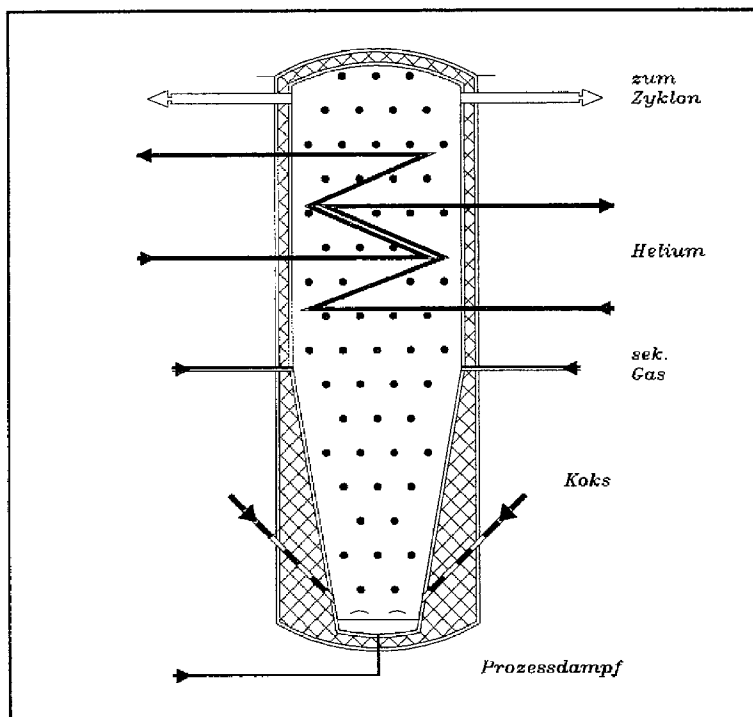


Abb. 32. Hauptvergaser

Am unteren Ende strömt dem Apparat durch einen Gasverteiler reiner Wasserdampf zu. Etwas oberhalb im konischen Teil des Apparates wird an zwei Stellen der Feststoff in den Hauptvergaser zurückgeführt. Am Übergang vom konischen in den zylindrischen Teil befinden sich die Sekundärgasöffnungen, durch die das Produktgas-Wasserdampf-Gemisch aus den Nachvergasern und den Feststoffaufheizern dem Hauptvergaser zugeführt wird. Im zylindrischen Teil des Apparates befindet sich ein Wärmetauscher, dessen Konstruktionsprinzip /88-13/ entspricht. Oben verläßt das Gas-Dampf-Gemisch den Apparat durch zwei seitlich angebrachte Öffnungen.

Der oben in den Hauptvergaser eingehängte Helix-Wärmetauscher ist zweisträngig ausgeführt. Die Helix ist wegen der ausreichend zur Verfügung stehenden Höhe mit einem untenliegenden Verteiler und einem obenliegenden Sammler ausgeführt. Die Auslegungsdaten des Wärmetauschers sind in Tab. 20 auf Seite 73 zusammengefaßt.

Bauart	Helix mit obenliegendem Verteiler und untenliegendem Sammler	
Äußere Heizfläche	m ²	4206
Innerer Rohrzylinder der Helix	m	0.38
Außendurchmesser der Helix	m	5.89
Anzahl an Helissenzyllindern	---	30
Steigungswinkel der Rohre	°	29.6
Höhe der Helix	m	8.55
Verwendetes Rohr	mm	48.3*3.6
Anzahl der parallelen Rohre	---	1600
Massenstrom Helium	kg/sec	1604
Eintrittstemperatur	°C	890
Austrittstemperatur	°C	840
Prandtlzahl	---	0.662
Reynoldszahl	---	1191
Druckverlust der Rohre	bar	0.2992
Wärmeübergangszahl innen	W/m ² K	1191
Wärmeübergangszahl außen	W/m ² K	597
Wärmedurchgangszahl	W/m ² K	355
Leistung des Wärmetauschers	kW	41700
Gewicht der Rohre (ohne Sammler und Verbindungsstücke)	t	112

Tab. 21. Wärmetauscher des Hauptvergaser

Dem Hauptvergaser strömt von zwei Stellen Feststoff zu, einmal aus dem Feststoffaufheizer und zum zweiten aus dem Zyklon I über den Tauchtopf. Der Hauptvergaser ist so groß ausgeführt, daß der Feststoff in der zirkulierenden Wirbelschicht, bestehend aus Hauptvergaser, Zyklon und Tauchtopf, eine mittlere Verweilzeit von 71 min im Vergasungsbereich hat.

In Abb. 33 auf Seite 79 ist die Abbrandverteilung des Feststoffes am Austritt aus dem Hauptvergaser gezeigt. Es ist deutlich das Maximum der Verteilung bei 62 % Kohleumsatzgrad zu erkennen. Obwohl das Maximum der Abbrandverteilung des den Feststoffaufheizer verlassenden Kokes sehr deutlich bei einem Kohleumsatzgrad von 36 % lag, ist davon am Austritt aus dem Feststoffaufheizer nichts mehr zu erkennen. Für einen Kohleumsatzgrad von 36 % ergibt sich hier eine relative Häufigkeit von 0. Es ist auch deutlich zu erkennen, das annähernd kein Kohlekorn einen Kohleumsatzgrad von über 85 % erreicht hat. Aus einer detaillierteren Analyse der Vergasungsberechnung zeigte sich, daß es durchaus sehr vereinzelte Kohlepartikel gibt, die bis zu 100 % umgesetzt wurden.

In Abb. 34 auf Seite 80 ist die Gaszusammensetzung im Hauptvergaser zu sehen. Der Wasserdampf- und Wasserstoffpartialdruck sind zusammen mit der relativen Höhe aufgetragen.

Mit relativer Höhe ist der Anteil an durchströmter Feststoffmasse zu Feststoffmasseninhalt des gesamten Apparates gemeint. Da die Wirbelbettdichte im unteren Bereich der

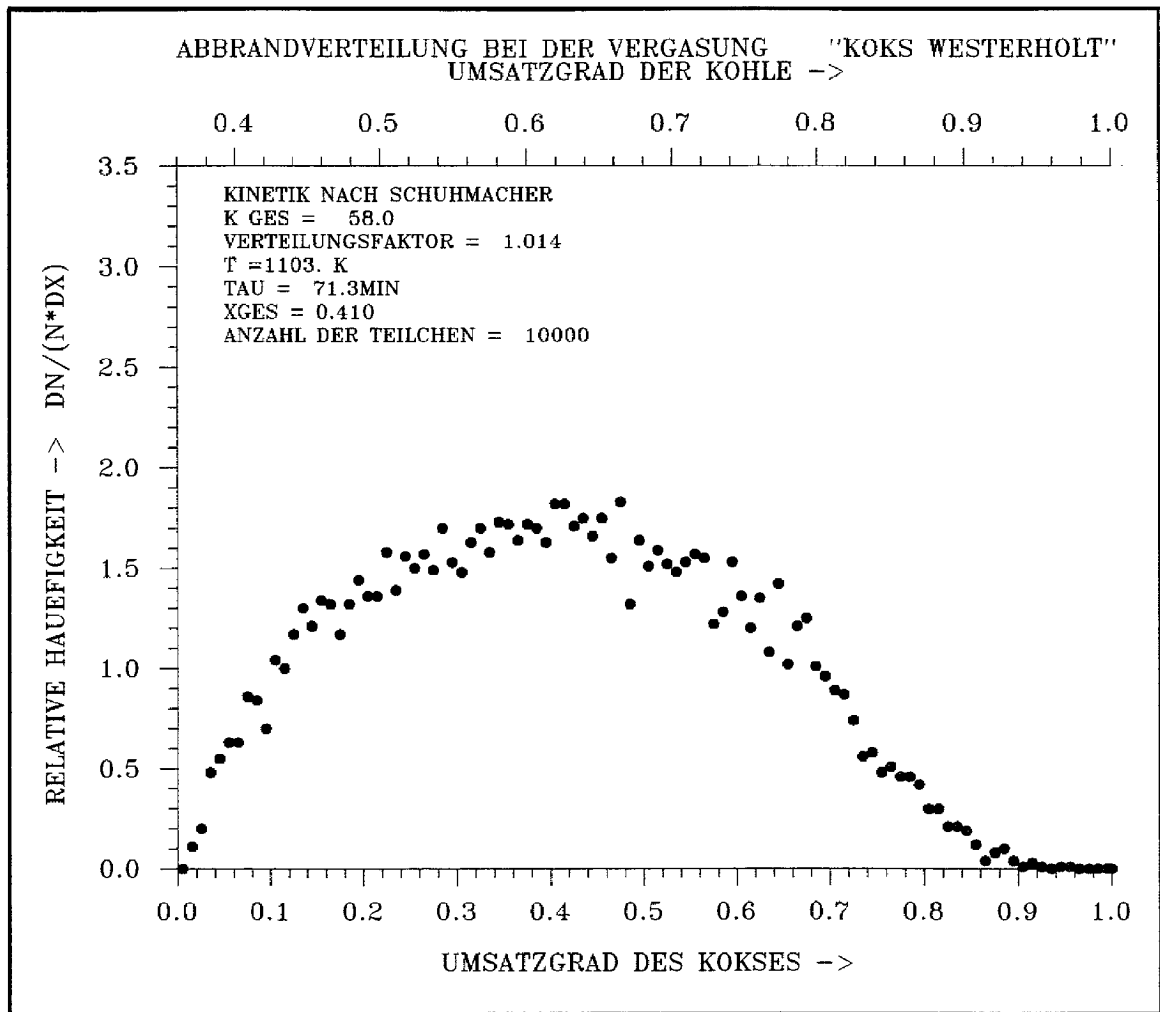


Abb. 33. Abbrandverteilung am Austritt aus dem Hauptvergaser: Aufgetragen ist die relative Häufigkeit von Feststoffpartikeln als Funktion des Umsatzgrades. Eine nähere Erläuterung der im Diagramm auftretenden Größen ist im Zusammenhang mit Abb. 30 auf Seite 74 gegeben.

Wirbelschicht größer ist als oben, nimmt der Bereich unterhalb der Sekundärgaszufuhr einen größeren Raum des Diagramms ein, als wenn mit einer absoluten Höhe gearbeitet worden wäre.

Am Boden des Apparates wird reiner Wasserdampf zugeführt, so daß sich ein Wasserdampfpartialdruck von 25 bar ergibt. Der Wasserdampfpartialdruck sinkt mit zunehmender Höhe immer weiter ab, während der Partialdruck der Produktgase, gekennzeichnet durch den Partialdruck des Wasserstoffes, zunimmt.

Als Sekundärgas wird ein wasserdampfreicheres Gasgemisch zugeführt, als an dieser Stelle im Reaktor vorliegt, so daß die Mischung der beiden Gasströme ein wasserdampfreiches Gasgemisch ergibt: Die Gaszusammensetzungen werden in Tab. 22 auf Seite 80 gezeigt.

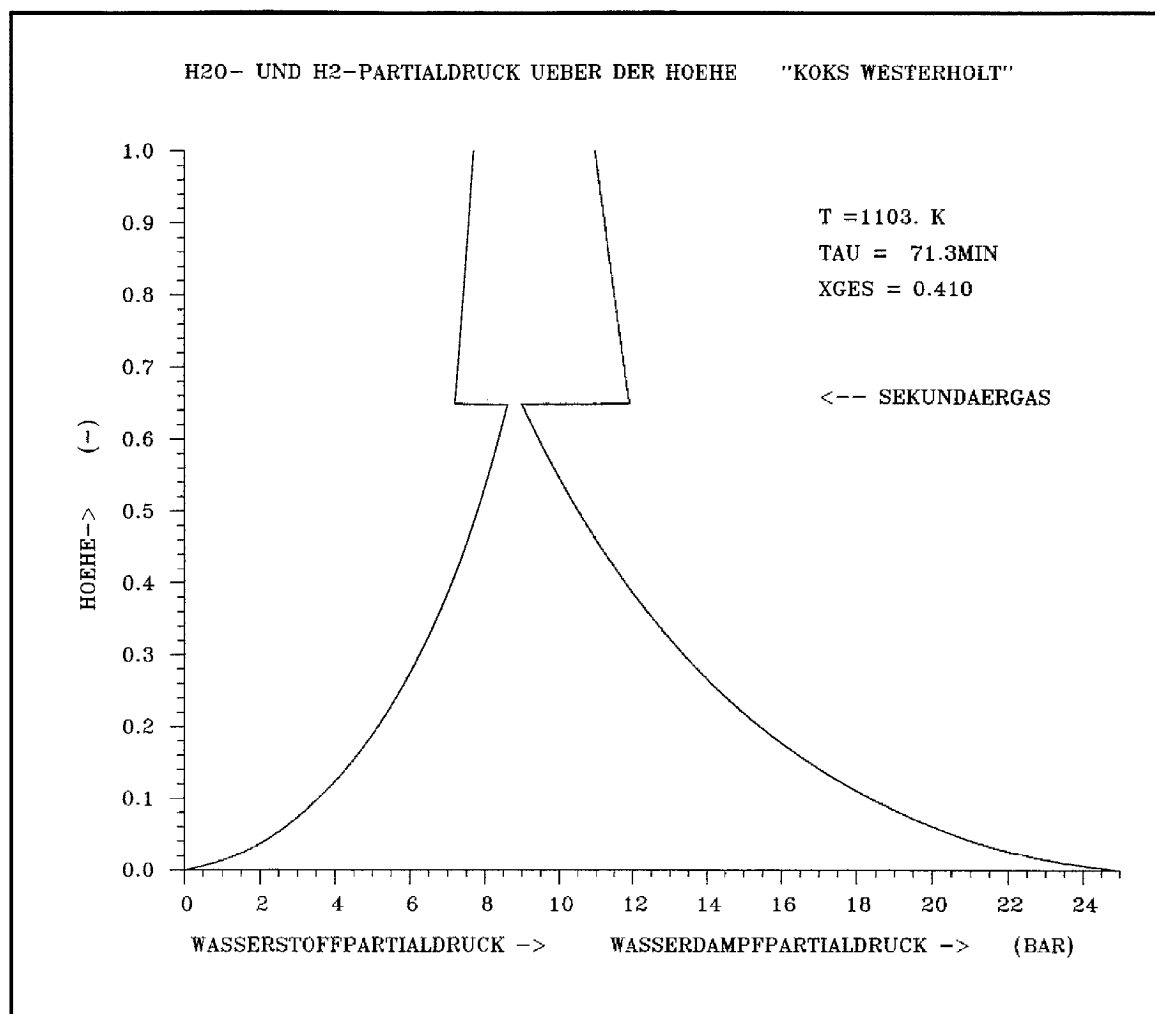


Abb. 34. Gaszusammensetzung im Hauptvergaser: Aufgetragen ist der Zusammenhang zwischen der relativen Höhe im Apparat und dem Partialdruck von Wasserstoff und Wasserdampf

Gasanteil Vol.-%	H ₂ O	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
Gaszusammensetzung am Boden	100	---	---	---	---
Gaszusammensetzung unterhalb des Sekundärgaseintritts	35.60	34.38	8.20	16.73	4.82
Gaszusammensetzung des Sekundärgases	51.38	26.89	7.58	11.43	2.72
Gaszusammensetzung oberhalb des Sekundärgaseintritts	47.28	28.97	7.75	12.90	3.30
Gaszusammensetzung am Austritt	43.12	31.17	8.30	13.88	3.53

Tab. 22. Gaszusammensetzung im Hauptvergaser: Gezeigt ist die Gaszusammensetzung im Hauptvergaser in Höhe des Sekundärgaseintritts sowie am Austritt aus dem Hauptvergaser. Weiterhin ist die Gaszusammensetzung des Sekundärgases aufgeführt.

Durch die Vergasungsreaktion sinkt der Wasserdampfgehalt mit zunehmender Höhe danach aber weiter. Durch den insgesamt größeren Massenstrom an Gas und Dampf ist die Änderung des Partialdruckes aber wesentlich kleiner.

Nach Austritt aus dem Hauptvergaser strömt ein Teil des Feststoffes über den Zyklon I wieder in den Hauptvergaser zurück, ein zweiter Teil fließt der Pyrolysezone zu und ein dritter Teil gelangt über den Zyklon I in den Nachvergaser 1.

5.2.5 Nachvergaser 1 und 2 mit Aschekühlung

Die Aufgabe der beiden Nachvergaser ist die möglichst vollständige Umsetzung der Kohle. Für diesen Zweck sind zwei hintereinandergeschaltete Apparate notwendig, weil mit zunehmendem Umsatz die Reaktionsgeschwindigkeit immer weiter sinkt, so daß dies nur durch eine höhere Reaktionstemperatur kompensiert werden kann. Die Nachvergaser 1 und Nachvergaser 2 sind jeweils doppelt vorhanden.

Die Nachvergaser sind als stehende, zylindrische Druckbehälter mit einer Innenausmauerung zur Isolierung ausgeführt. Sie enthalten einen innenliegenden gasdichten Liner.

In Abb. 39 auf Seite 85 ist das Prinzip der Nachvergaser skizziert.

Bauart	Helix mit obenliegendem Sammler und Verteiler		
Äußere Heizfläche	m ²	1414	889
Innendurchmesser der Helix	m	0.38	0.38
Außendurchmesser der Helix	m	5.89	5.89
Anzahl an Helissenzyklern	---	30	30
Steigungswinkel der Rohre	°	30.4	30.4
Höhe der Helix	m	2.95	1.86
Verwendetes Rohr	mm	48.3*3.6	48.3*3.6
Anzahl der parallelen Rohre	---	800	800
Massenstrom Helium	kg/sec	80.2	80.2
Eintrittstemperatur	°C	950	1000
Austrittstemperatur	°C	890	950
Prandtlzahl	---	0.661	0.661
Reynoldszahl	---	59337	57494
Druckverlust der Rohre	bar	0.2111	0.1389
Wärmeübergangszahl innen	W/m ² K	1200	1209
Wärmeübergangszahl außen	W/m ² K	1643	1736
Wärmedurchgangszahl	W/m ² K	574	587
Leistung des Wärmetauschers	kW	25000	20800
Gewicht der Rohre (ohne Sammler und Verbindungsstücke)	t	38	24

Tab. 23. Wärmetauscher der Nachvergaser 1+2

In die Apparate ist ein Helix-Wärmeaustauscher mit obenliegendem Verteiler und Sammler eingehängt. Die Auslegungsdaten sind in Tab. 23 gezeigt. Wegen der hohen Reaktionstemperatur im Nachvergaser 2 kann nur ein kleines Temperaturintervall des Heliums abgedeckt werden. Zusammen mit dem außerordentlich guten Wärmeübergang und der höheren Temperaturdifferenz kann der Wärmetauscher des Nachvergases 2 daher deutlich kleiner als der Wärmetauscher des Nachvergases 1 ausgeführt werden.

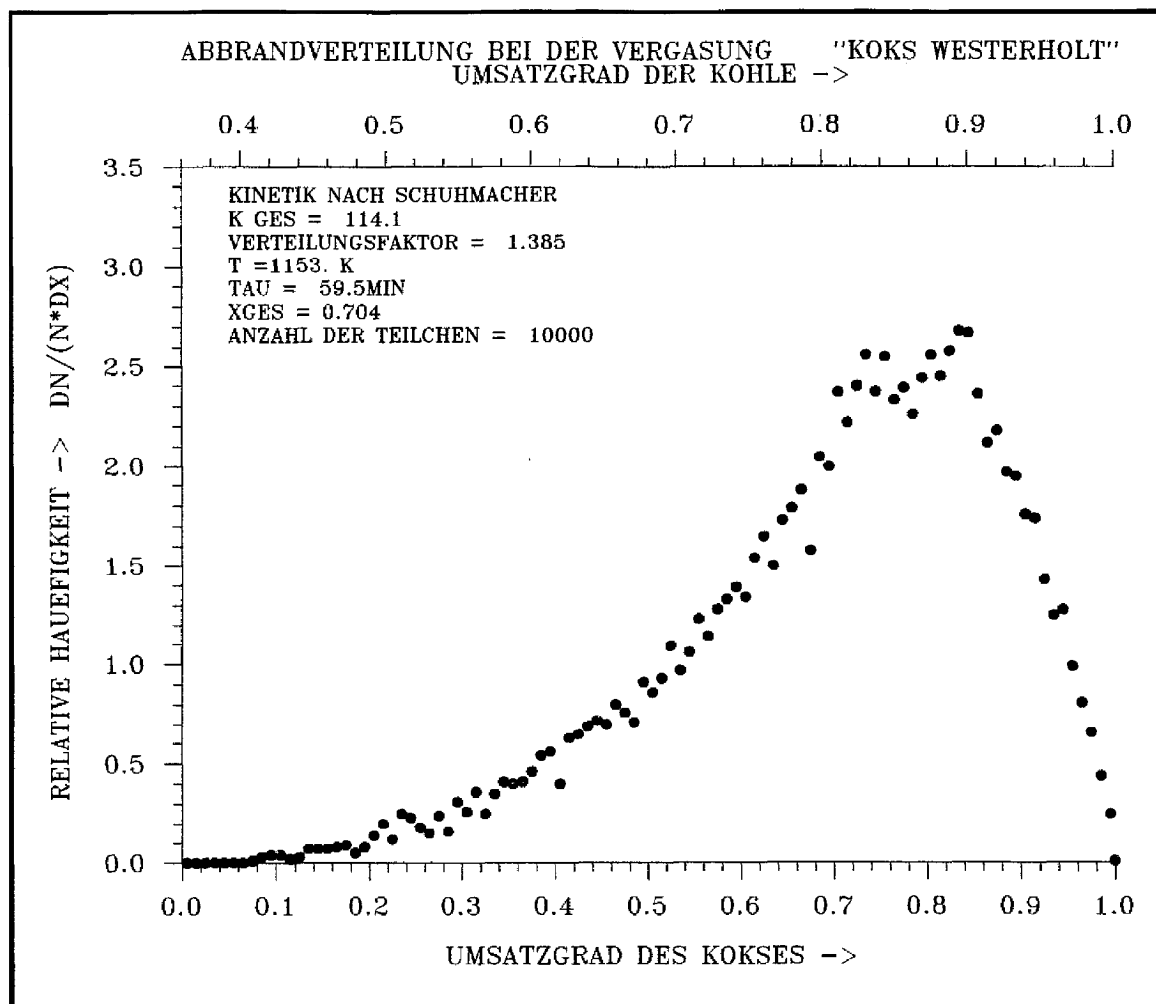


Abb. 35. Abbrandverteilung des Kokes am Austritt aus dem Nachvergaser 1: Aufgetragen ist die relative Häufigkeit von Feststoffpartikeln als Funktion des Umsatzgrades. Eine nähere Erläuterung der im Diagramm auftretenden Größen ist im Zusammenhang mit Abb. 30 auf Seite 74 gegeben.

Die Betriebstemperatur des Wärmetauschers von Nachvergaser 2 liegt mit 970 °C an der heißesten Stelle außerordentlich hoch. Es kann daher nicht davon ausgegangen werden, daß dieser Wärmetauscher eine ausreichende Standzeit für die Lebensdauer der Kohlevergasungsanlage erreicht. Es ist daher vorgesehen, den Wärmetauscher bei Erreichen der maximal zulässigen Dehnung auszutauschen.

Die mittleren Feststoffverweilzeiten in den beiden Nachvergäsern betragen 60 min und 69 min. Diese langen Verweilzeiten sind wegen der mit steigendem Kohleumsatzgrad abnehmenden Reaktionsgeschwindigkeit nötig.

In den Nachvergaser 1 tritt Feststoff aus dem Hauptvergaser mit einem mittleren Kohleumsatzgrad von 62 % ein, wie er sich in Abb. 33 auf Seite 79 darstellt. In den Nachvergaser 2 tritt der den Nachvergaser 1 verlassende Feststoff ein, dieser hat einen mittleren Umsatzgrad von 81 %. Wegen der geringen Reaktionsgeschwindigkeit mit zunehmendem Abbrand ergibt sich für den Nachvergaser 2 ein Wasserdampferetzungsgrad von nur 35 %, während sich im Nachvergaser 1 ein

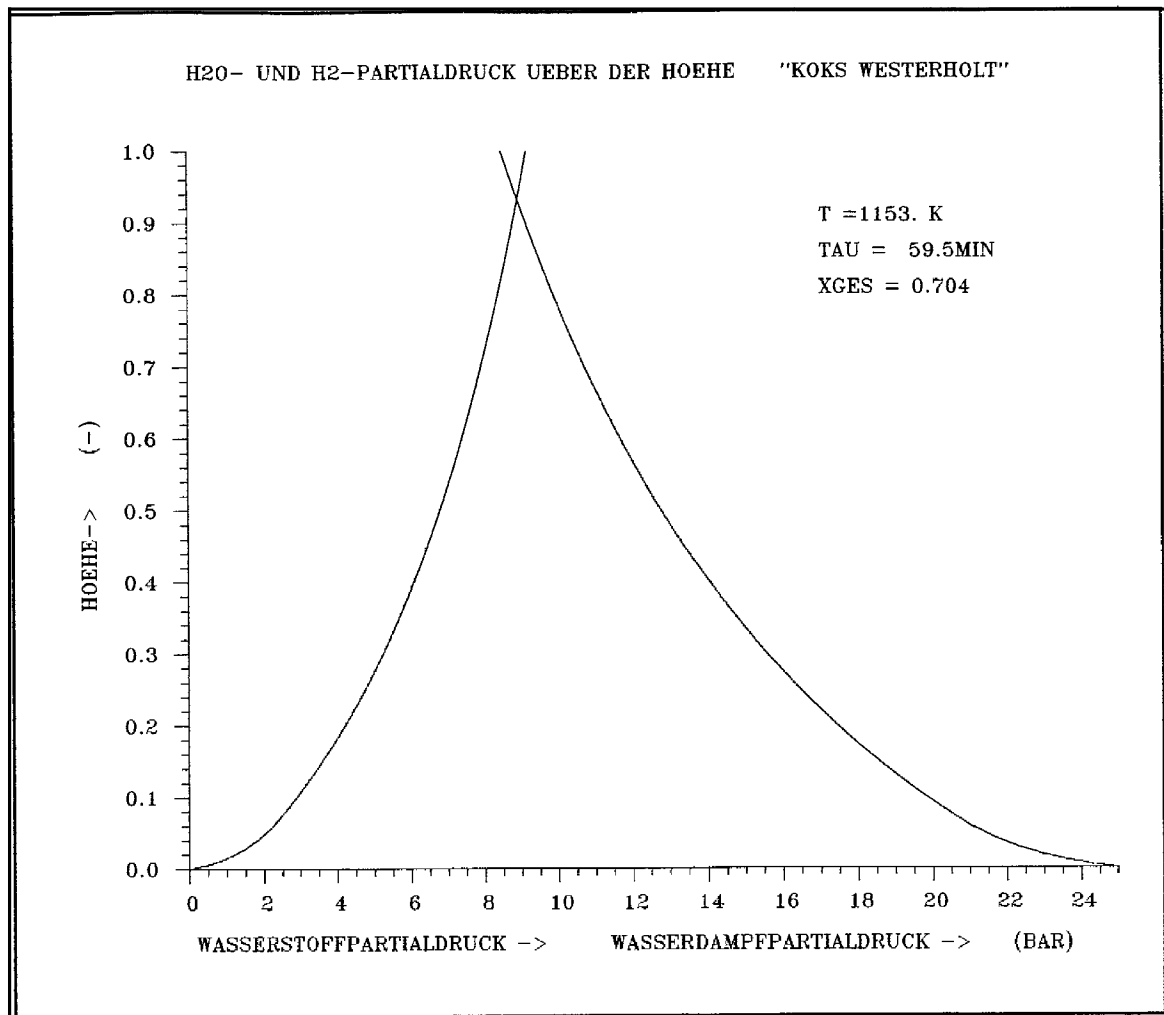


Abb. 36. Gaszusammensetzung im Nachvergaser 1: Aufgetragen ist der Zusammenhang zwischen der relativen Höhe im Apparat und dem Partialdruck von Wasserstoff und Wasserdampf

Wasserdampferersatzungsgrad von 55 % einstellt. Die Aufteilung der Wasserdampfströme auf die beiden Nachvergaser erfolgte unter der Bedingung, daß für beide Apparate der gleiche Druckbehälterdurchmesser verwendet werden kann.

Die Abbrandverteilung am Austritt aus dem Nachvergaser 1 ist in Abb. 35 auf Seite 82 gezeigt. Wie man deutlich sehen kann, hat sich ein ausgeprägtes Maximum bei 88 % Kohleumsatzgrad herausgebildet. Dabei sind Kohlepartikel mit einem Kohleumsatzgrad von weniger als 50 % und von 100 % annähernd nicht vorhanden.

Der Unterschied zwischen dem Maximum der Abbrandverteilung bei 88 % Kohleumsatzgrad und dem mittleren Kohleumsatzgrad von 81 % kommt dadurch zustande, daß für den mittleren Umsatzgrad über die Masse gemittelt wird, während für die Abbrandverteilung nur die Anzahl der Teilchen interessant ist.

Der Partialdruck von Wasserdampf und Wasserstoff im Nachvergaser 2 ist in Abb. 36 dargestellt. Der Wasserdampfpartialdruck nimmt kontinuierlich von 25 bar bis auf 8 bar ab, während der Wasserstoffpartialdruck in entsprechender Weise ansteigt.

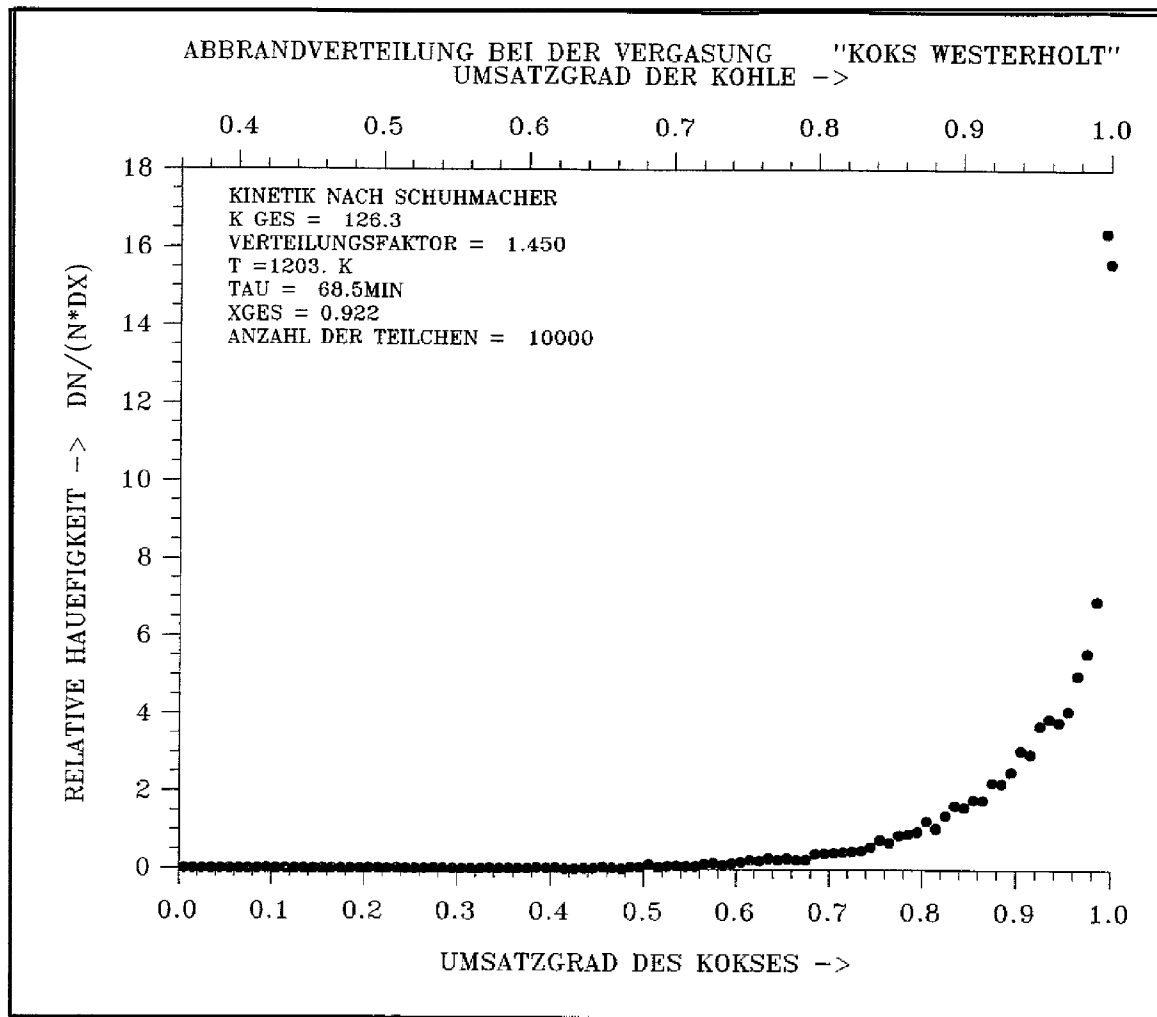


Abb. 37. Abbrandverteilung des Kokes am Austritt aus dem Nachvergaser 2: Aufgetragen ist die relative Häufigkeit von Feststoffpartikeln als Funktion des Umsatzgrades. Die im Diagramm auftretenden Größen sind im Anschluß an Abb. 30 auf Seite 74 erläutert.

Die Abbrandverteilung am Austritt aus dem Nachvergaser 2, was auch dem Austritt aus dem gesamten Kohlevergasungssystem darstellt, ist in Abb. 37 auf Seite 84 zu sehen. Bis zu einem Kohleumsatzgrad von 80 % sind annähernd keine Kohlepartikel mehr vorhanden. Den größten Anteil bilden die Partikel mit einem Kohleumsatzgrad zwischen 99 % und 100 %, wobei Partikel mit einem Umsatzgrad von genau 100 % annähernd genauso häufig vertreten sind. Trotz dieses Maximums bei 100 % Kohleumsatzgrad beträgt der mittlere Kohleumsatzgrad wegen der oben dargestellten Zusammenhänge nur 95 %.

Um den Kohleumsatzgrad über dieses Maß von 95 % hinaus steigern zu können, müßten sehr lange Verweilzeiten für die Kohlepartikel realisiert werden, da sich die ganze Vergasung dann im Bereich zwischen 92 % und 100 % abspielt. Nach Abb. 20 auf Seite 41 sind die Reaktionsgeschwindigkeiten in diesem Bereich aber nur noch ein 50-tel bis ein 100-tel der Werte von frischem Koks.

In Abb. 38 auf Seite 85 sind der Wasserdampfpartialdruck und der Wasserstoffpartialdruck im Nachvergaser 2 aufgetragen. Der Wasserdampfpartialdruck sinkt von

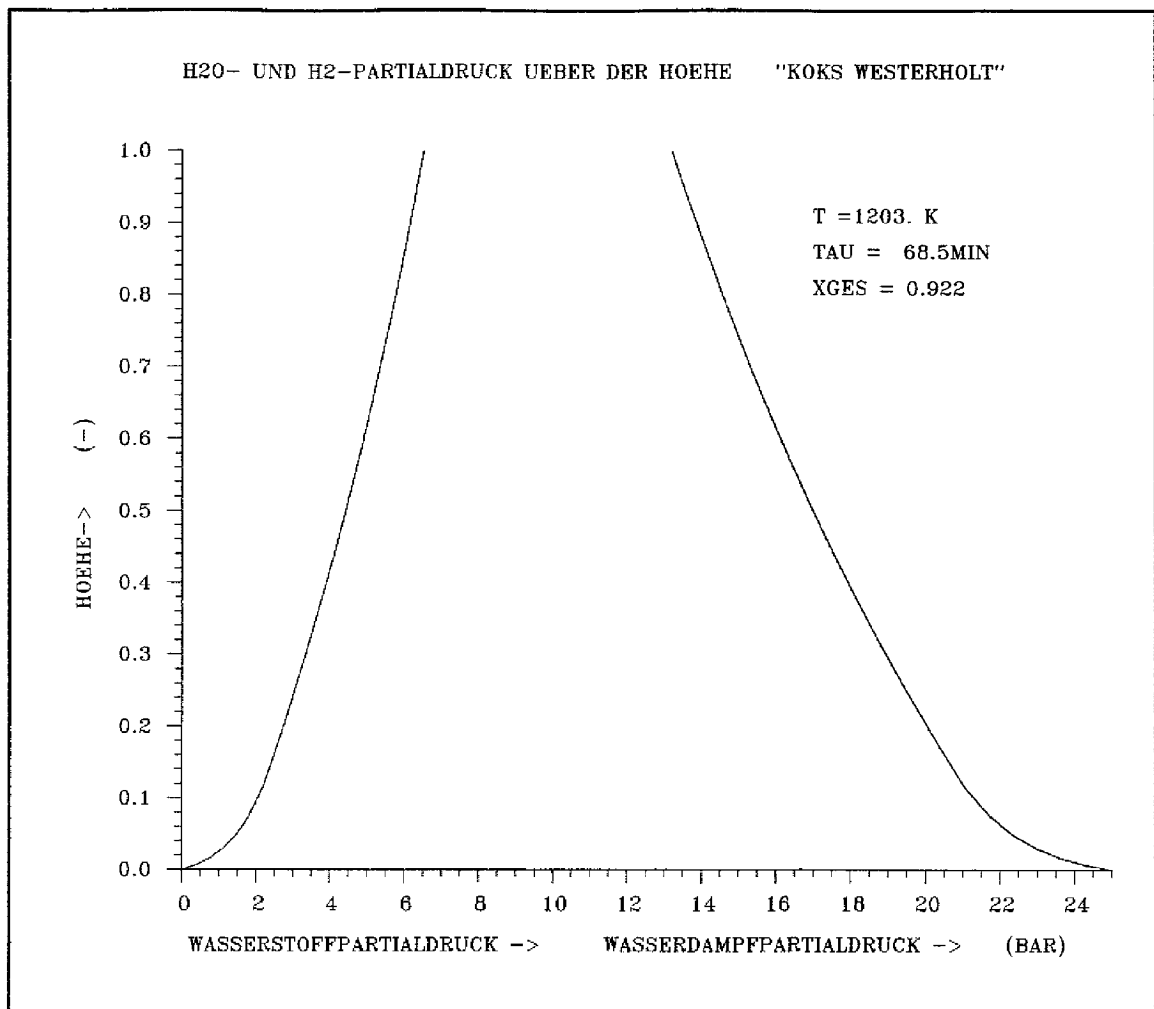


Abb. 38. Gaszusammensetzung im Nachvergaser 2: Zusammenhang zwischen dem Partialdruck von Wasserstoff und Wasserdampf und der relativen Höhe im Apparat.

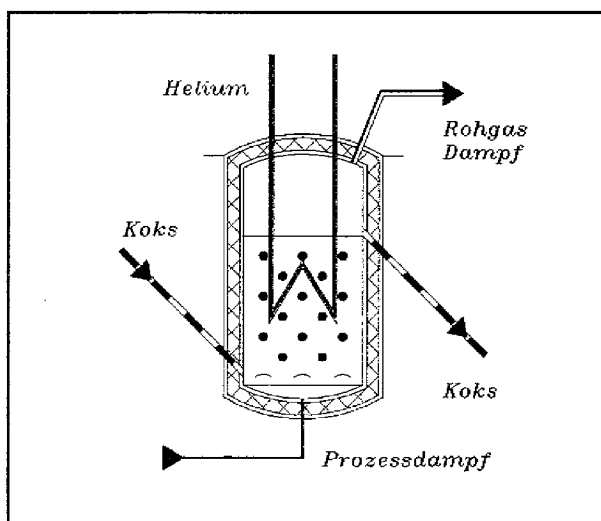


Abb. 39. Nachvergaser

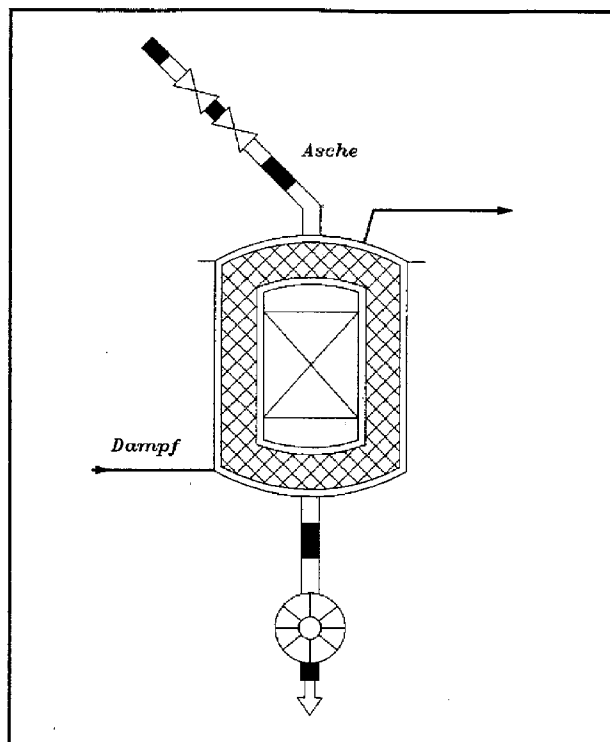


Abb. 40. Aschekühler

25 bar am Boden auf 13 bar an der Wirbelschichtoberfläche. Es fällt besonders die schnelle Abnahme des Wasserdampfpartialdrucks in Bodennähe auf. Dies wird durch eine deutlich höhere Reaktionsgeschwindigkeit in diesem Bereich hervorgerufen. Der Grund für diese große Reaktionsgeschwindigkeit ist, wie in Kap. 3.3.2 beschrieben, das Fehlen von Produktgas in Bodennähe, so daß sich nur eine kleine Abbrandhemmung ergibt. Dieser Effekt wird erst bei einem hohen Abbrand deutlich, da er sonst von dem Einfluß der Reaktionsgeschwindigkeit durch den Wasserdampfdruck überlagert wird. Der Wasserstoffpartialdruck im Nachvergaser 2 nimmt kontinuierlich von 0 bar am Boden auf 6 bar an der Wirbelschichtoberfläche zu.

Nach dem Austritt aus dem Nachvergaser 2 fließt der Feststoff dem Aschekühler zu.

Im Aschekühler bildet sich ein Festbett aus, das nach unten hin zu einer Zellradschleuse abgezogen wird. Dieses Festbett wird mit Sattedampf angeströmt, wobei sich dieser unter Abkühlung des Feststoffs überhitzt. Das Prinzip des Aschkühlers ist in Abb. 40 skizziert.

5.3 Dampferzeugung

Eine Dampferzeugung ist aus zwei Gründen notwendig. Zum einen muß der Kohlevergasungsprozeß mit stark überhitztem Dampf auf mittlerem Druckniveau als Reaktionsmittel versorgt werden. Zum anderen dient der Dampf dazu, über einen Turbogenerator Strom zur Eigenversorgung bereitzustellen.

Es gibt zwei Wärmequellen zur Dampferzeugung, die Energie des heißen Heliums unterhalb des Temperaturniveaus der Kohlevergasung und die fühlbare Wärme des erzeugten Rohgases. Außerdem steht zur Speisewasservorwärmung noch die Kondensationsenergie des im Rohgas enthaltenen Dampfes zur Verfügung.

Die beste Energienutzung des Dampfes wird dann erzielt, wenn zuerst aus dem gesamten Massenstrom überhitzter Hochdruckdampf erzeugt wird. Dieser kann dann einem Turbogenerator zugeleitet werden. Wenn der Dampf das für den Vergasungsprozeß notwendige Druckniveau erreicht hat, wird der Anteil, der zur Kohleumsetzung notwendig ist, als Zwischenanzapfung abgezogen und im Anschluß überhitzt. Der andere Anteil verbleibt in der Turbine und wird bis auf Kondensatordruck entspannt.

Abb. 41 auf Seite 88 zeigt ein vereinfachtes Fließbild des Wasser-Dampf-Kreislaufs der Kohlevergasungsanlage. Es sei darauf hingewiesen, daß bezüglich des Wasser-Dampf-Kreislaufs keine Optimierung stattgefunden hat, sondern konventionelle Zustände benutzt wurden.

5.4 Prozeßwärmereaktor und Heliumkreislauf

Es wurde ein Prozeßwärmereaktor eingesetzt, der einem von Barnert und Singh in /88-14/ vorgeschlagenen ähnelt. Das Kernreaktorcore ist als Ringcore mit einer Mittelsäule ausgeführt. Die Energiedichte beträgt wegen der Temperaturbegrenzung bei Störfallbedingungen 2 MW/m^3 . Durch diese Energiedichte kann das normale Brennelement auch für Gastemperaturen von 1000°C eingesetzt werden. Das Helium durchströmt das Core von unten nach oben. Über dem Core ist ein Nachwärmeabfuhrsystem angebracht, das im Störfall durch Naturkonvektion angeströmt wird. Das Regel- und Abschaltssystem basiert auf Reflektorstäben und kleinen Absorberkugeln, die in vertikale Bohrungen des Seitenreflektors und der zentralen Graphitsäule eingebracht werden.

Für den Heliumkreislauf ist ein nicht-integriertes Design vorgesehen, um die Kohlevergasungsanlage optimal versorgen zu können.

Der Druckbehälter ist als vorgespannter Stahlbetonbehälter ausgeführt. Vorteile dieses Konzepts sind die gute Neutronenabsorption, die Möglichkeit einer Kaltgastemperatur von 400°C und ein großes Corevolumen.

Die Druckbehälter der Kohlevergasungsanlage sind dagegen als Stahlbehälter ausgeführt.

Durch den nichtintegrierten Aufbau des Heliumkreislaufs muß der Reaktor durch Heißgas- und Kaltgasleitungen mit den wärmeverbrauchenden Komponenten verbunden werden. Diese sind so ausgelegt, daß nur Leckagen mit einer unkritischen Größe auftreten können.

Die Leitungen bestehen aus einem drucktragenden Stahlrohr und einer innenliegenden Stahlauskleidung zur Gasführung. Der Raum dazwischen ist mit Isoliermaterial ausgefüllt. Um das drucktragende Stahlrohr sind wassergekühlte Halbschalen als Druckminderungssystem angebracht. Die Kontamination des Heliums so gering, daß es ohne Filtration an die Umgebung abgegeben werden kann.

Das Gebläse kann durch die nichtintegrierte Anordnung entsprechend den Anforderungen ein- oder zweistufig ausgeführt werden.

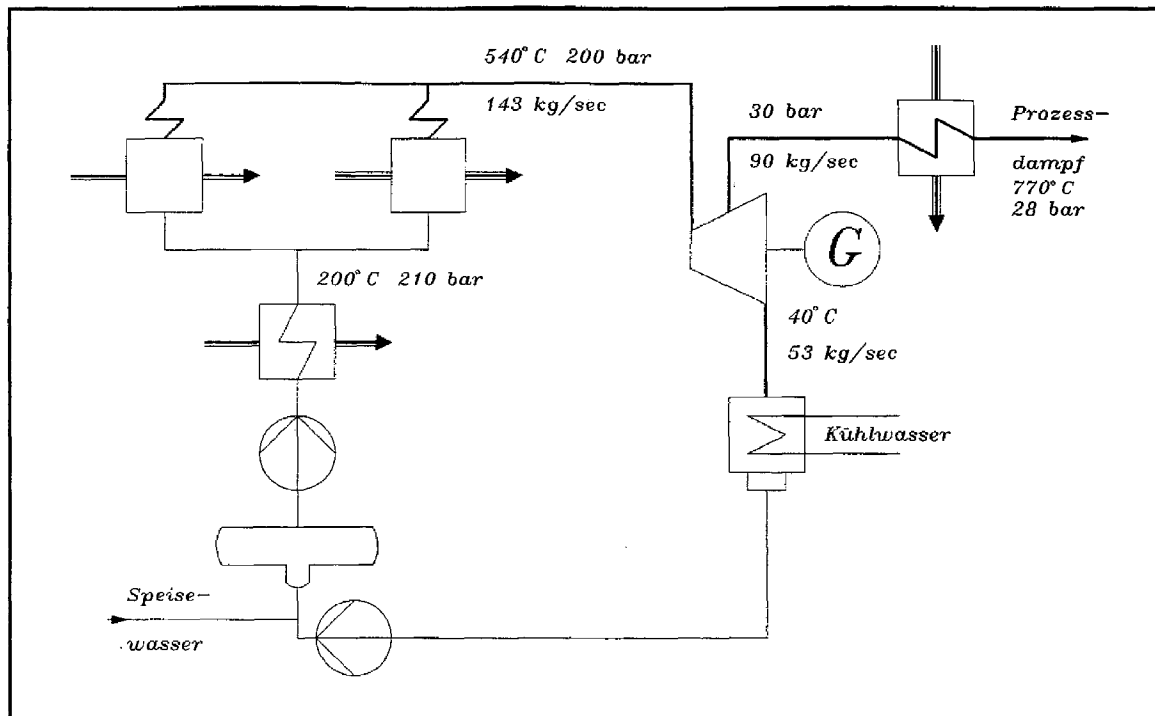


Abb. 41. Wasser-Dampf-Kreislauf: Gezeigt ist die Verschaltung mit den dazugehörigen Zuständen und Massenströmen

Der gesamte Primärkreislauf mit den dazugehörigen Apparaten ist in einem "Confinement" untergebracht, das gegen Einwirkungen von außen schützt.

Ein Fließbild des Heliumkreislaufs ist in Abb. 42 auf Seite 89 gezeigt. Die gesamte Gaserzeugungsanlage ist in Abb. 44 auf Seite 92 zu sehen.

5.5 Einbindung in ein Gesamtsystem zur Kohleveredelung

Es gibt unterschiedliche Produkte, die am Ende einer Kohlevergasungsanlage stehen können. Unter anderem können gasförmiger Brennstoff, flüssiger Brennstoff, Ammoniak, Methanol, Wasserstoff oder viele andere Produkte erzeugt werden, je nachdem welche Verfahrensschritte sich an die eigentliche Kohlevergasung anschließen.

Eine sehr interessante Möglichkeit ist die Produktion von Methanol als Vergaserkraftstoff für Kraftfahrzeuge aus heimischer Steinkohle mit Hilfe von Hochtemperaturreaktoren. /86-14/

In dem hier vorgestellten Fall sollen als Endprodukte der Kohlevergasung Wasserstoff und Methan produziert werden. Dazu ist es notwendig, das im Rohgas vorhandene Kohlenmonoxid zu Wasserstoff zu konvertieren, das Gas von Schwefel, Ammoniak und Kohlendioxid zu trennen, sowie die beiden Produkte CH_4 und H_2 voneinander zu trennen. Ein schematisches Fließbild einer solchen Wasserstoff-Methan-Produktionsanlage ist in Abb. 43 auf Seite 90 skizziert. Die Gesamtbilanz einer solchen Anlage ist in Tab. 24 auf Seite 89 zusammengefaßt, wobei natürlich nur die wichtigsten Massenströme aufgeführt sind.

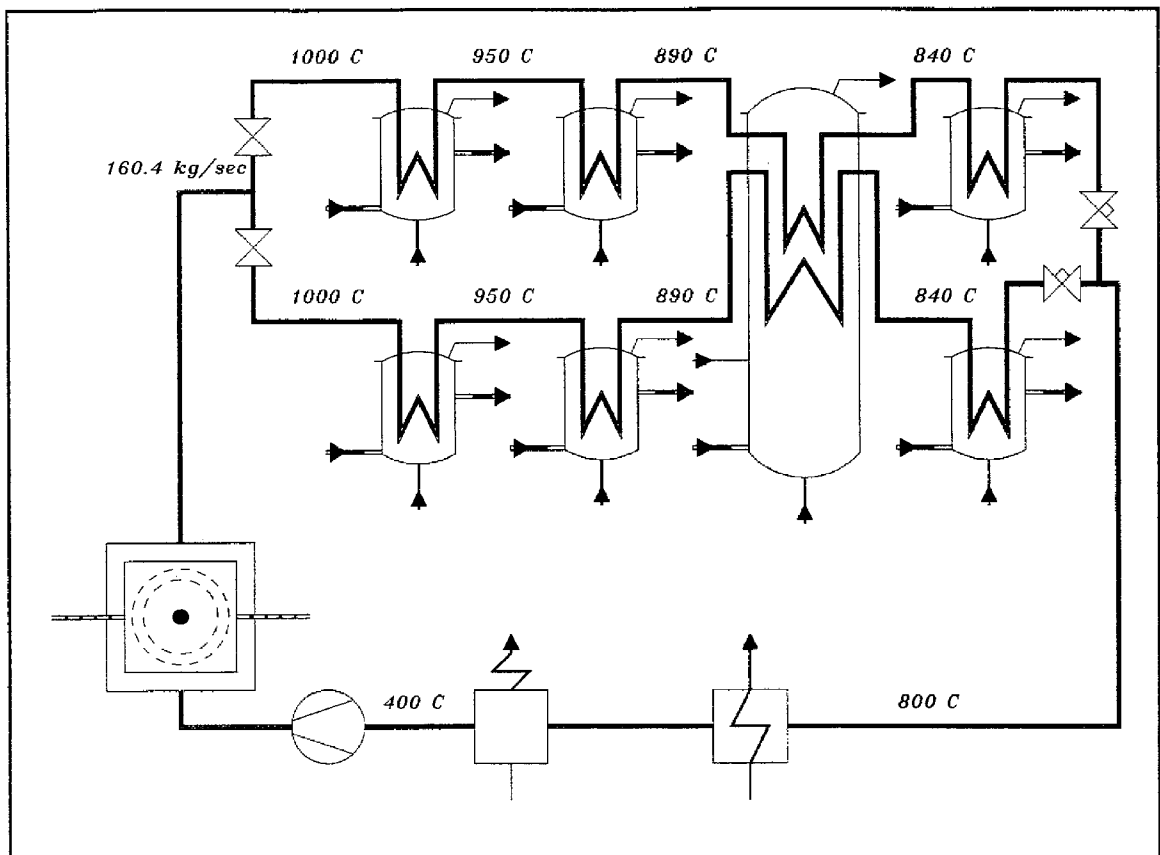


Abb. 42. Heliumkreislauf

Bezeichnung	Eintretende Menge	Austretende Menge
Gasflammkohle	1.0011 Mio t/a	---
Asche	---	0.1213 Mio t/a
Wasser	2.4378 Mio t/a	1.097 Mio t/a
Spaltstoff	1.56 t/a	≈ 1.56 t/a
Wasserstoff	---	1.9399 Mrd m ³ /a
Methan	---	0.333 Mrd m ³ /a

Tab. 24. Gesamtbilanz eines Wasserstoff-Methan-Erzeugers

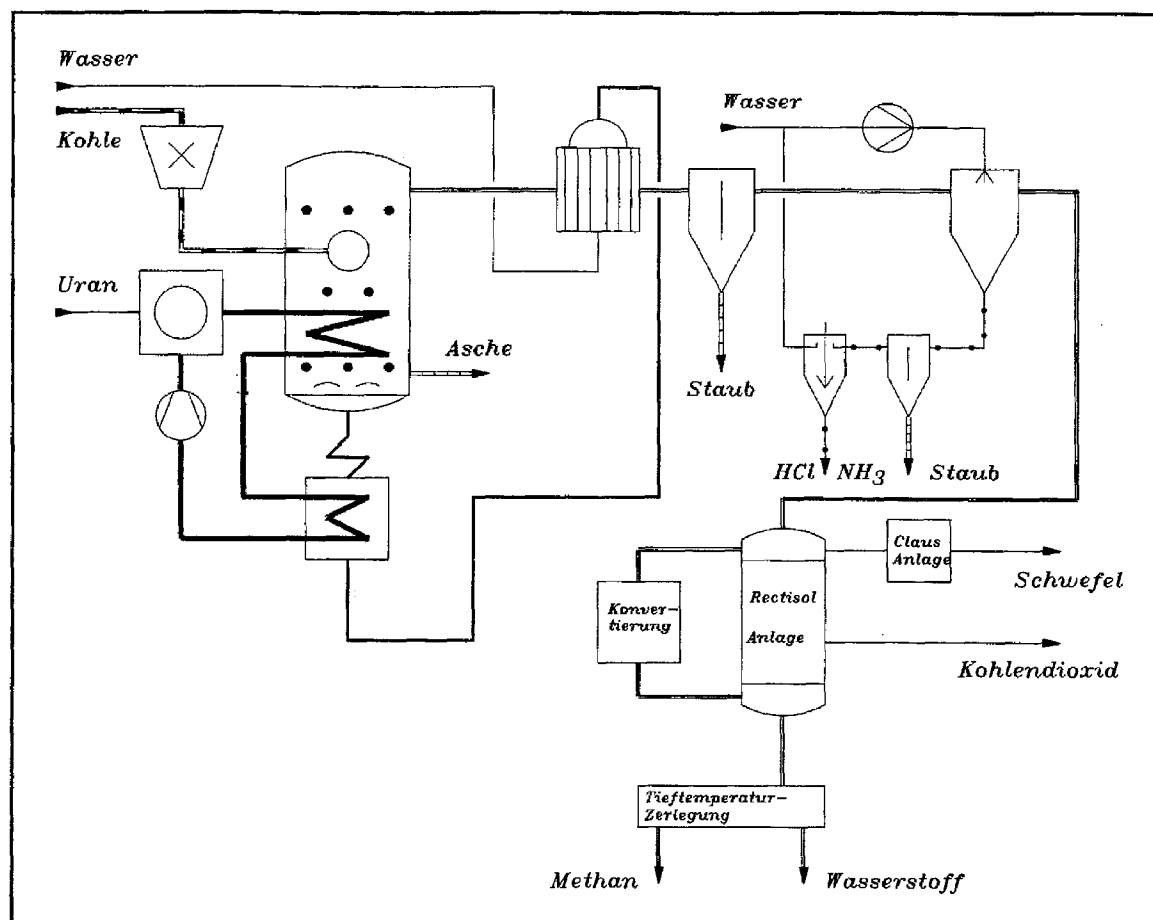
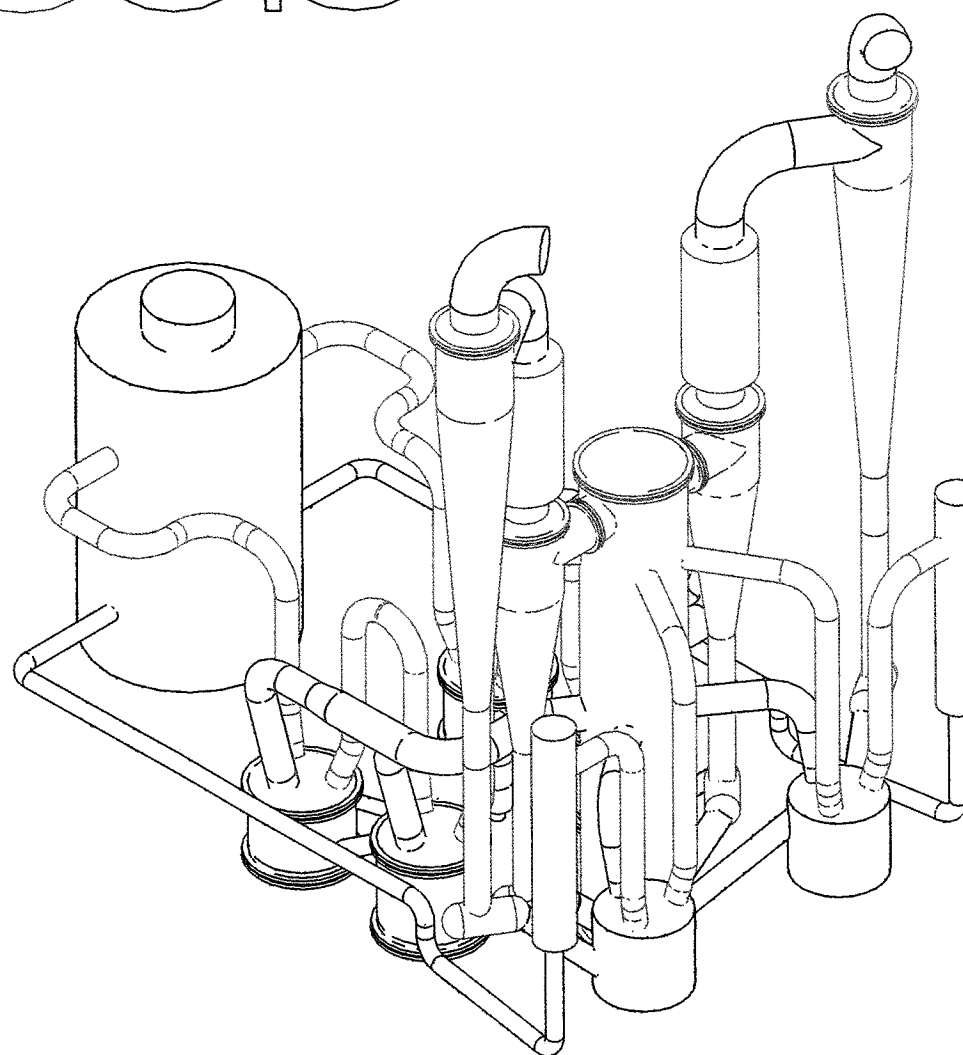
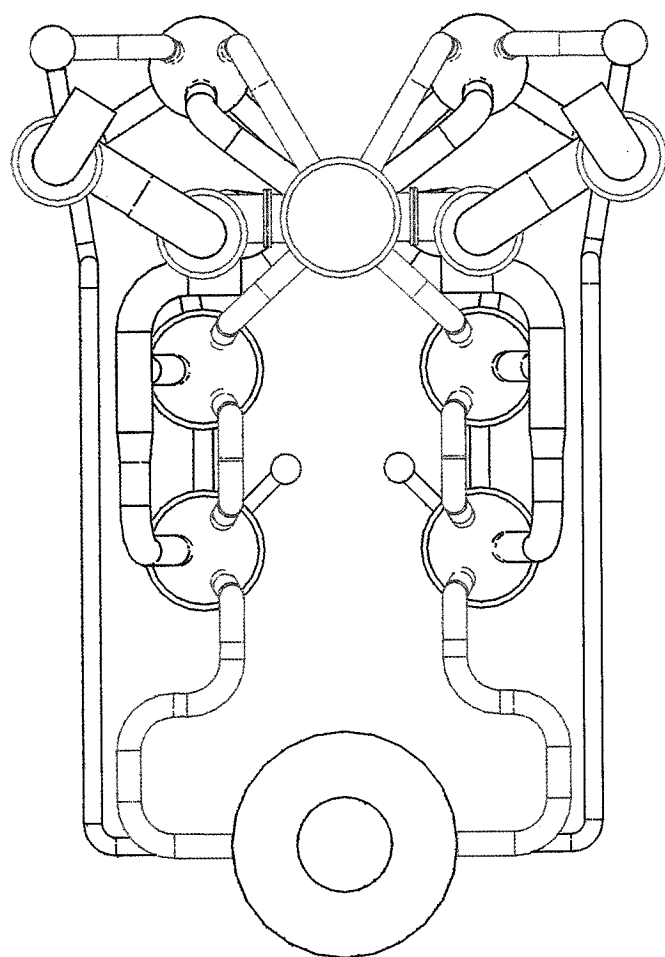
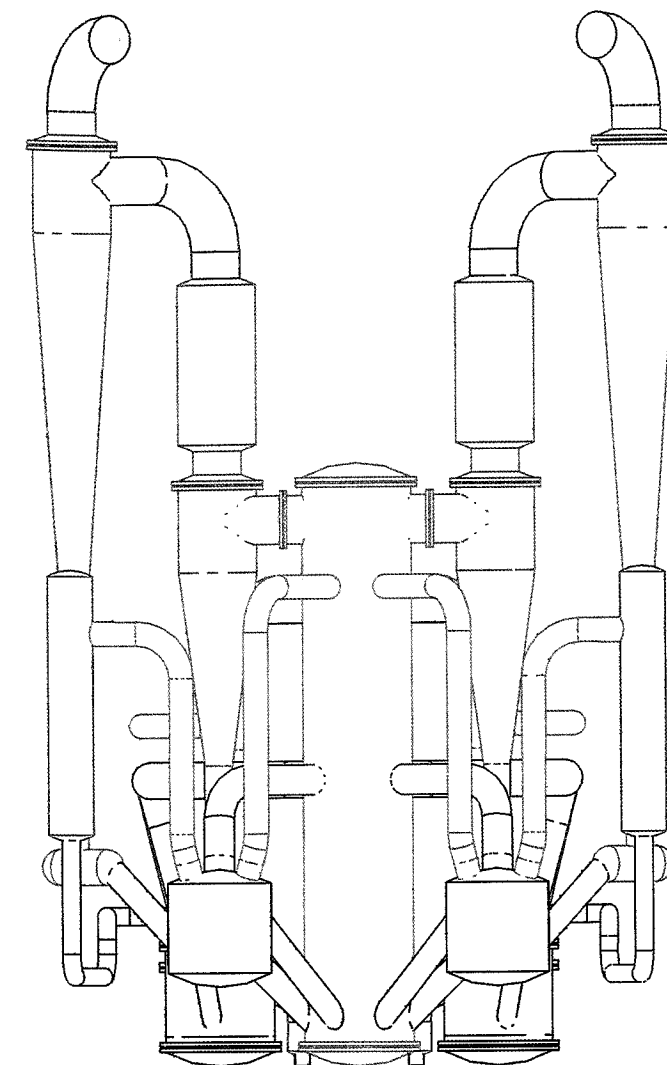
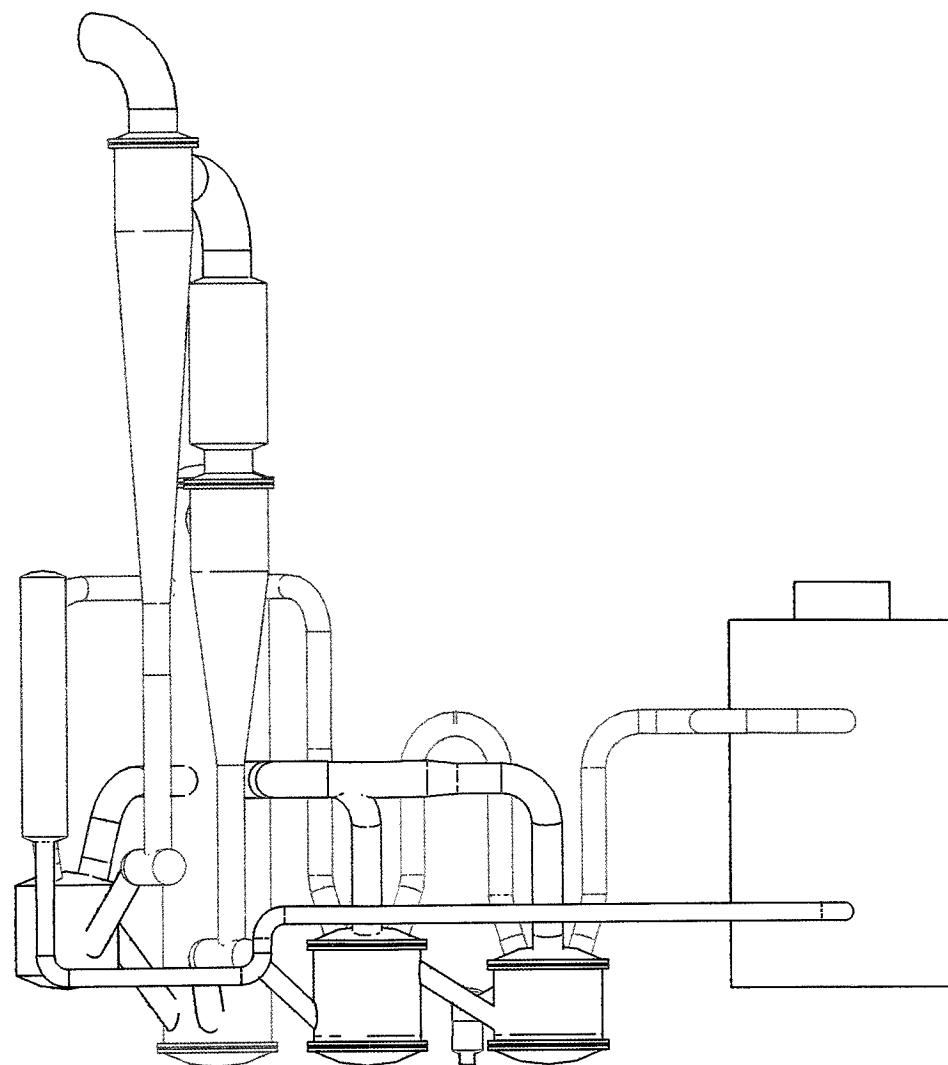
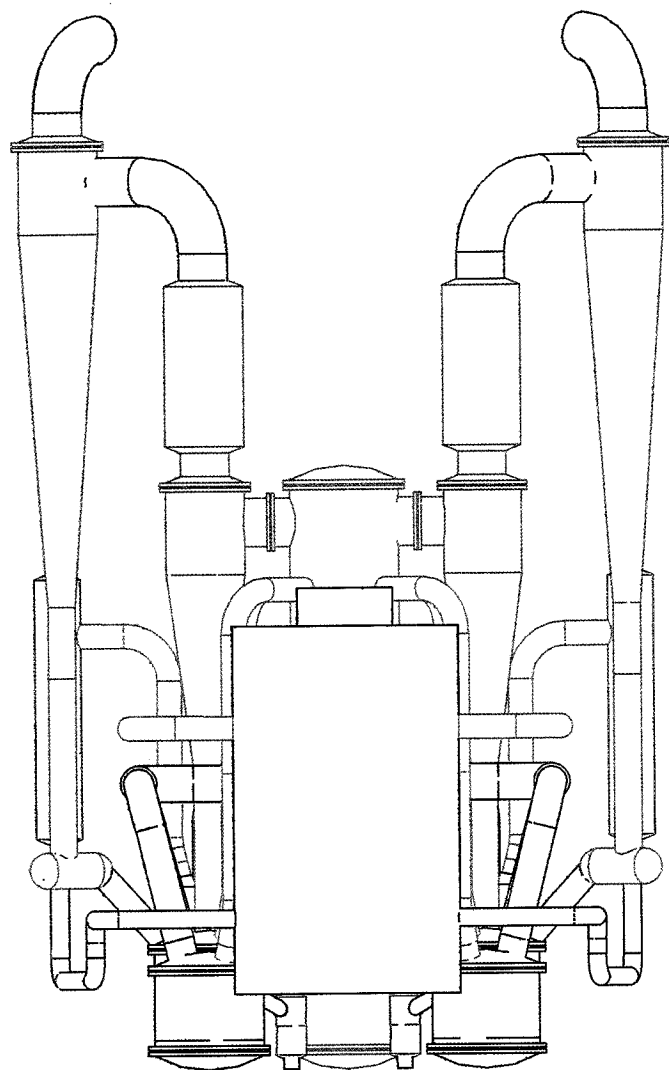


Abb. 43. Wasserstoff-Methan-Produktionsanlage



0 10 m

AHTR500 mit ZIWI

zur Erzeugung von
Wasserstoff aus
Steinkohle

KFA-IRE-T

18.09.1989

Hohn / Werner

Abb. 44. Gesamtansicht der Kohlevergasungsanlage: Die Abbildung ist auf der Rückseite des Blattes.

Schwarz: HTR, Nachvergaser, Kaltgasleitungen

Rot: Heißgasleitung, Hauptvergaser

Magenta: Zyklone, Venturireaktor

Blau: Nachvergaser

Hellblau: Aschekühler, Heliumdampferzeuger

Grün: Rohgasleitungen

6.0 Vergleich mit anderen Kohlevergasungsverfahren

Nachdem in den vorherigen Kapiteln das Konzept einer Wasserdampf-Kohlevergasung in einer zirkulierenden Wirbelschicht vorgestellt wurde, soll dieses Verfahren noch in technischer Hinsicht sowie in Bezug auf die zu erwartenden Produktkosten mit anderen Kohlevergasungsverfahren verglichen werden.

6.1 Technischer Vergleich

Der technische Vergleich soll sich lediglich auf einen Vergleich von Wasserdampf-Kohle Vergasungsanlagen mit den beiden anderen Gasgeneratorkonzepten beschränken. Der eine Vergleichspunkt ist eine Anlage mit liegendem Gasgenerator /84-7/88-4/, und der andere Vergleichspunkt ist eine Anlage mit stehendem Gasgenerator /87-8/87-9/. Zum Vergleich sollen aber nur einige wenige signifikante Punkte herangezogen werden.

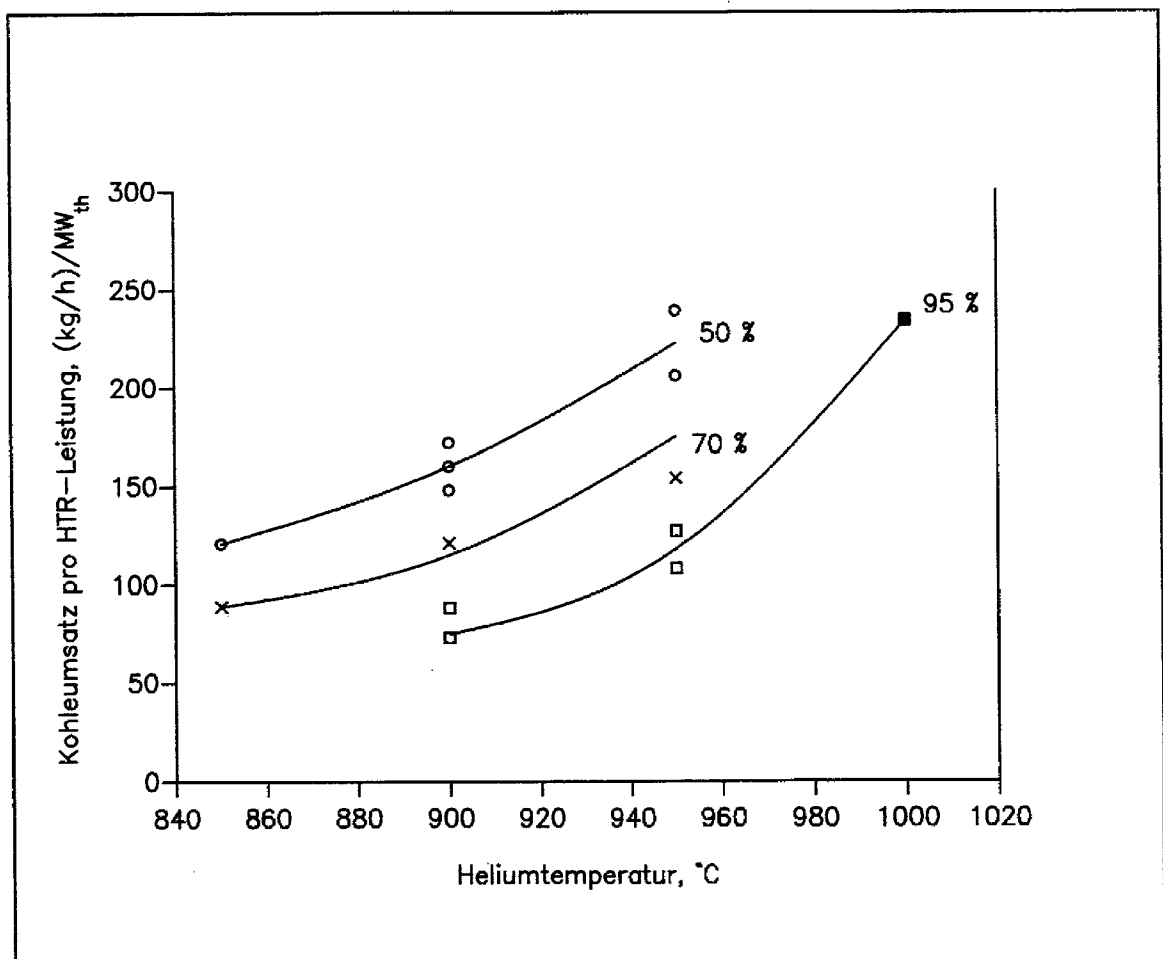


Abb. 45. Kohleumsatz pro HTR-Leistung: Aufgetragen ist der Kohleumsatz pro installierter thermischer HTR-Leistung als Funktion von der Heliumaustrittstemperatur und dem Kohleumsatzgrad. Der mit ■ gekennzeichnete Datenpunkt ist das Ergebnis dieser Arbeit, die Vergleichsdaten entstammen /87-8/ und /87-9/.

Bei allen drei Anlagenkonzepten werden mehrere einzelne Gaserzeuger für eine großtechnische Kohlevergasungsanlage benötigt. Dabei sind beim Konzept des liegenden und des stehenden Gasgenerators mehrere gleichartige Einheiten parallel angeordnet, wohingegen bei dem Konzept mit der zirkulierenden Wirbelschicht der Hauptvergaser nur einfach vorhanden ist und die vier anderen Vergaser doppelt ausgeführt sind. Die Vergasungsleistung pro Gasgenerator beträgt bei dem liegenden Gasgenerator 24 t/h je Apparat, beim stehenden Gasgenerator 16 t/h je Apparat und bei der zirkulierenden Wirbelschicht 120 t/h verteilt auf 9 Vergasungsapparate. Dabei hat der liegende Vergaser ein Reaktionsvolumen von 380 m^3 , der stehende Vergaser 250 m^3 und die 9 Apparate der zirkulierenden Wirbelschicht-Vergasung haben zusammen ein Reaktionsvolumen von 1845 m^3 .

Der Wasserdampfverbrauch des liegenden Gasgenerators liegt bei 14.6 kg Wasser je kg umgesetzter Kohle, während der stehende Gasgenerator und die zirkulierende Wirbelschicht einen etwa gleich großen Wasserdampfbedarf von lediglich 2.8 kg Wasser je kg umgesetzter Kohle haben.

Aus diesen Zahlen ist zu erkennen, daß die Volumenspezifische Vergaserleistung beim liegenden Gasgenerator mit $78 \text{ kg/m}^3\text{h}$ ein wenig höher ist, als beim stehenden Gasgenerator und bei der zirkulierenden Wirbelschicht mit $65 \text{ kg/m}^3\text{h}$. Das ist zum einen in dem guten Verweilzeitverhalten des liegenden Gasgenerators begründet, wird aber auch durch den außerordentlich hohen Wasserdampfbedarf hervorgerufen.

Besonders signifikant und von besonderem Interesse für die Produktkosten, ist das Verhältnis von Kohleumsatz zu benötigter thermischer Leistung des wärmeliefernden Hochtemperatur-Reaktors. Dieser Wert bestimmt die Größe des installierten Kernreaktors und damit einen Großteil der Investitionskosten. Eine Auftragung dieses Verhältnisses für verschiedene in /87-9/ vorgeschlagene Vergasungsverfahren ist in Abb. 45 auf Seite 93 gezeigt. Wie man sieht wird bei der Kohlevergasung mit einer zirkulierenden Wirbelschicht ein Wert von 234 (kg/h)/MW erreicht. Dies ist ein Wert, der sonst nur für die Teilvergasung von Kohle erreicht wird. Das Basisverfahren mit einem liegenden Gasgenerator und Vollvergasung erreicht dagegen nur eine Leistung von 73 (kg/h)/MW .

6.2 Kostenvergleich

Zur Einordnung des vorgeschlagenen Kohlevergasungsverfahrens soll eine Schätzung der Produktkosten erfolgen.

Die vorgestellte Auslegung für eine Kohlevergasungsanlage ist allerdings nicht kostenmäßig optimiert erfolgt. So müßte z.B. für die treibende Temperaturdifferenz über die Heliumwärmetauscher das kostenbestimmte Optimum gesucht werden. Eine höhere Temperaturdifferenz führt zu geringerer Heliumausnutzung aber auch zu niedrigeren Kosten für den Wärmetauscher.

Barnert et. al. /87-9/ haben ein Modell vorgeschlagen, um Vergleiche zwischen Produktkosten bei ähnlichen Kohlevergasungsverfahren ziehen zu können. Grundlage für dieses Kostenvergleichsmodell war eine sehr genaue Kostenanalyse für eine Kohlevergasungsanlage mit nuklearer Prozeßwärme, wie sie in /88-4/ vorgestellt wurde. Mit diesem Modell können die Investitionskosten für eine andere aber ähnliche Kohlevergasungsanlage, durch charakteristische Größen für die einzelnen Apparate variiert werden.

Dieses Modell wurde auf die in dieser Arbeit vorgeschlagene Kohlevergasungsanlage angewendet. Zum Vergleich werden außerdem Daten für eine konventionelle Kohlevergasung nach Kap. 2.1 (Texaco-Kohlevergasung) und eine nukleare Kohlevergasung nach Kap. 2.2 angegeben. Diese Vergleichsdaten stammen aus /88-4/ , zitiert in /87-9/.

6.2.1 Investitionskosten

Die Kohlevergasungsanlage wird in einzelne signifikante Apparate entsprechend Abb. 46 auf Seite 96 eingeteilt.

Für jeden dieser einzelnen Apparate wurde der charakteristische Stoffstrom bestimmt. Anhand dieses wurde unter Zugrundelegung eines Degressionsexponenten aus den in /87-9/ vorgestellten Investitionskosten die für das neue Verfahren geänderten Investitionskosten bestimmt. Eine Übersicht über die notwendigen Investitionen sowie die jeweiligen charakteristischen Mengen ist in Tab. 25 auf Seite 97 erstellt.

Dieses Vorgehen bei der Ermittlung von Investitionskosten läßt umso genauere Ergebnisse erwarten, je ähnlicher der untersuchte Fall dem genau untersuchten Referenzfall ist. Bei Anlagen mit größeren technischen Unterschieden läßt sich dieses Verfahren nicht anwenden. Das Verfahren bietet aber auf der anderen Seite den Vorteil, daß finanzmathematische Spielereien im Vergleich der nuklearen Kohlevergasungsverfahren bewußt vermieden werden.

Die Schätzgenauigkeit für die Investitionskosten der zugrundeliegenden Vergasungsverfahren wurde in /88-4/ mit 15 % angegeben, für die Relation der Verfahren untereinander kann von einer Genauigkeit von etwa 10 % ausgegangen werden.

Die Grundlage für die Ermittlung der Investitionskosten und die Umrechnung der Investitionskosten in Betriebskosten sind ausführlich in /88-4/ gegeben.

Die Eckdaten sind:

ein Basisjahr 1986,

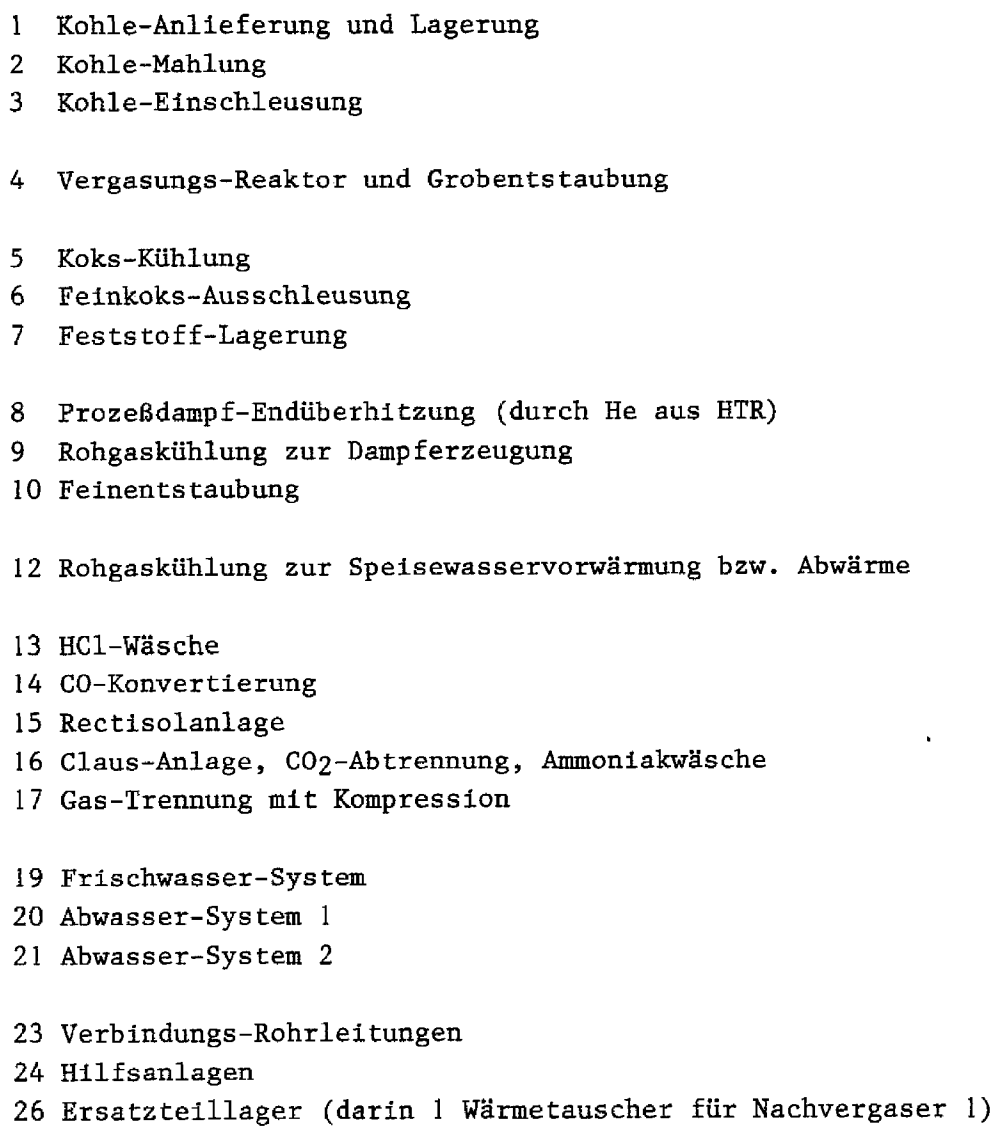
ein Betriebsbeginn 1995,

20 Jahre Betriebszeit,

eine Inflationsrate von 3 p.a.,

ein Zinssatz von 7 % p.a. und

eine 100 % ige Fremdfinanzierung.



96 Wasserdampf-Kohle-Vergasung

Nr.	Apparateart	Investitionskosten MDM	signifikanter Mengenstrom	Degres- sions- exponent
1	Kohle-Anlieferung, -Lage- rung	11	Kohle-Einsatz $\dot{m} = 133.5 \text{ t/h}$	0.3
2	Kohle-Mahlung	23	Kohle-Einsatz $\dot{m} = 133.5 \text{ t/h}$	0.3
3	Kohle-Einschleusung	35	Kohle-Einsatz $\dot{m} = 133.5 \text{ t/h}$	0.3
4	Vergasungs-Reaktor und Grobentstaubung	228	Heizfläche $A = 11218 \text{ m}^2$ Wandstärke $s = 3.6 \text{ mm}$	1
5	O ₂ -Anlage; Koks-Kühlung	-	entfällt	---
6	Feinkoks-Austrag	35	wie 2	0.3
7	Feststoff-Lager	11	wie 1	0.3
8	PD-Endüberhitzer	9	Rohgas-Volumenstrom feucht $\dot{V} = 576907 \text{ m}^3/\text{h}$	0.7
9	PD-Überhitzer	-	entfällt	---
10	Feinentstaubung	4	Rohgas-Volumenstrom feucht $\dot{V} = 576907 \text{ m}^3/\text{h}$	0.7
11	Dampf-Erzeugung	13	Wasserdampf-Massenstrom im Rohgas $\dot{m} = 146.3 \text{ t/h}$	0.7
12	KSW-Vorwärmung	6	Wasserdampf-Massenstrom im Rohgas $\dot{m} = 146.3 \text{ t/h}$	0.7
13	HCl-Wäsche	6	wie 8	0.7
14	CO-Konvertierung	53	CO Volumenstrom $\dot{V} = 53704 \text{ m}^3/\text{h}$	0.7
15	Rectisolanlage	141	CO + CO ₂ Volumenstrom $\dot{V} = 145318 \text{ m}^3/\text{h}$	0.7
16	Claus-Anlage; NH ₃ -, CO ₂ -Trennung	48	H ₂ S Volumenstrom $\dot{V} = 1000 \text{ m}^3/\text{h}$	0.7
17	Gas-Trennung; Kompression	70	H ₂ + CO + CH ₄ Volumenstrom $\dot{V} = 303272 \text{ m}^3/\text{h}$	0.7
18	Röhrenspalt-Reaktor	-	entfällt	---
19	Frischwasser-System	12	Frischwasser $\dot{m} = 324.8 \text{ t/h}$	1
20	Abwasser-System 1	4	Abwasser $\dot{m} = 146.3 \text{ t/h}$	1
21	Abwasser-System 2	4	Abwasser $\dot{m} = 146.3 \text{ t/h}$	1
22	Zwischensumme	713	---	---
23	Verb. Rohrleitungen	21	3% der Summe 22	---
24	Hilfsanlagen	57	8% der Summe 22	---
25	darin unzurechenbar	29	davon die Hälfte	---
26	Ersatzteillager	21	3% der Summe 22	---
27	darin zwei Wärmetauscher für den Nachvergaser 2	27	Zeile 4 * $\frac{889 \times 2}{11218} - 25\%$	---
28	Rücklage für einen Vergasungsapparat	29	Zeile 4 siebtel - 12 %	---
29	Kohlevergasungsanlage	840	Investitionen (LLH)	
30	Prozeßwärmereaktor	968	Investitionen (LLH)	0.6
31	Gesamtinvestition	2213	(29 + 30) * 1.2238 nach /87-9/	---

Tab. 25. Investitionskosten

Eine besondere Beachtung muß den Punkten 4, 9, 27, 28 und 30 in Tab. 25 geschenkt werden.

Zu 4: Wie bereits in Kap. 4.4 erläutert, wurden für den Wärmetauscher nahtlose Stahlrohre mit den Abmessungen 48.3×3.6 aus dem Sonderwerkstoff AC66 verwendet. Da dieser Werkstoff außerordentlich teuer ist, bestimmen seine Kosten im wesentlichen die Kosten der Vergasungsapparate. Ein anderes Wärmetauscherrohr oder eine andere Wandstärke der Wärmetauscherrohre haben daher einen großen Einfluß auf die Kosten der Vergasungsapparate. Wie weiter unten erläutert wird, führen große Kostenunterschiede an diese Stelle aber nur zu kleinen Kostenunterschieden bei den Produktkosten.

Zu 9: Da der gesamte Prozeßdampf durch den Heliumstrom erhitzt werden kann, entfällt ein separater gasgeheizter Prozeßdampfüberhitzer.

Zu 27: Da der Wärmetauscher des Nachvergasers 2 eine Betriebstemperatur von bis zu 970°C erreicht, genügt die Zeitstandfestigkeit des verwendeten Werkstoffes nicht für einen Betrieb über die gesamte Lebensdauer der Kohlevergasungsanlage. Es ist daher vorgesehen, diesen Wärmetauscher bei Erreichen der zuläßigen Dehnung auszutauschen.

Zu 28: Für den Fall des Versagens eines der Kohlevergasungsapparate, insbesondere auch eines der Wärmetauscher, ist diese Rücklage für die Wiederinstandsetzung vorgesehen.

Zu 30: Als Grundlage für die Ermittlung der Baukosten eines Prozeßwärmereaktors mit 500 MW_{th} Leistung und 1000°C Heliumaustrittstemperatur wurden Baukosten für einen HTR 500 MW_e von 1690 MDM zugrundegelegt. Diese Kosten wurden dann mit einem Degressionsexponenten von 0.6 auf Bedingungen für einen Prozeßwärmereaktor umgerechnet.

Da das in dieser Arbeit vorgestellte Kohlevergasungsverfahren in allen Punkten bis auf den eigentlichen Vergasungsapparat eine sehr große Ähnlichkeit mit dem Referenzverfahren hat, ist die Berechnung der Investitionskosten für alle Komponenten bis auf die eigentlichen Vergasungsapparate ausreichend genau. Da außerdem die Vergasungsapparate an grundsätzlichem Konstruktionsprinzip und Zahl keine allzu großen Unterschiede aufweisen, kann auch für die Vergasungsapparate davon ausgegangen werden, daß im Rahmen der Zuverlässigkeit von Investitionskostenabschätzungen, eine ausreichende Genauigkeit bei der Vorhersage der Investitionskosten in die Vergasungsapparate erreicht wurde.

Da die Kapitalkosten der Vergasungsapparate, Punkt 4, insgesamt nur einen Anteil von etwa 5% an den Produktkosten haben, würde eine Verdoppelung bei der Bestimmung der Investition in die Vergasungsapparate nur zu einer Erhöhung von 0.70 DM/GJ der Produktkosten führen. Das sind etwa 4 % der gesamten Produktkosten.

Daraus ist deutlich zu sehen, daß die Ermittlung der Produktkosten ausreichend genau ist, wenn für den Großteil der Apparate zuverlässige Daten zur Verfügung stehen, auch wenn einzelne Apparatelkosten sich nicht exakt ermitteln lassen.

Unterschiede im Gütergrad der Auslegung - optimale Ausnutzung der Kohle und der Kernenergie - sind von größerer Bedeutung für die Produktkosten, als Investitionskosten in einzelne Apparate.

6.2.2 Produktkosten

Die Ermittlung der Produktkosten erfolgte aufgrund des in /87-9/ angegebenen Schema.

Nr.	Kostengruppe	Bezug	Leistung 7500 h/a	Jahresgeldfluß MDM/a	Kosten DM/GJ
1	Steinkohle	280 DM/t	133.5 t/h	280.35	8.52
2	Kernbrennstoff	2.32 DM/GJ	500 MW	31.32	0.95
3	Kapital	0.1015 1/a	2213 MDM	224.62	6.83
4	Betrieb	126072 DM/Ma	500 M	63.04	1.92
5	Summe	---	1217.8 MW	611.34	18.22

Tab. 26. Ermittlung der Produktkosten: Dargestellt sind die Produktkosten für eine Wasserdampf-Kohle-Vergasung mit zirkulierender Wirbelschicht.

Zum Vergleich sind in Tab. 27 noch einmal die Produktkosten der Wasserdampf-Kohle-Vergasung mit verschiedenen Vergasungsapparaten sowie einer autothermen Kohlevergasung, "Texaco-Vergasung", aufgeführt.

"WKV-liegend" ist die Referenzauslegung aus /88-4/, für die sehr umfangreiche Kostenanalysen durchgeführt wurden. Aufgrund ihrer schlechten wärmetechnischen Verschaltung führt dieses Verfahren aber zu den mit Abstand höchsten Produktkosten.

Nr.	Kostengruppe	Bezug	Texaco ¹ Vergasung DM/GJ	WKV liegend DM/GJ	WKV stehend DM/GJ	WKV ZiWi DM/GJ
1	Steinkohle	280 DM/t	14.42	8.68	8.75	8.52
2	Kernbrennstoff	2.32 DM/GJ	---	3.05	1.80	0.95
3	Kapital	0.1015 1/a ¹⁾ 0.1194 1/a	5.33	21.20	9.27	6.83
4	Betrieb	126072 DM/Ma	4.57	3.38	2.00	1.92
5	Teilsomme	---	24.32	36.31	21.82	18.22
6	Strom (gut)	6.13 DPf/kWhe	-0.22	-2.11	-0.32	---
7	Gesamt	---	24.10	34.20	21.50	18.22

Tab. 27. Vergleich der Produktkosten: Verglichen werden die Produktkosten eines modernen autothermen Kohlevergasungsverfahrens mit den Produktkosten einer allothermen Wasserdampf-Kohle-Vergasung mit einem liegenden Gasgenerator und einem Gasgenerator mit zirkulierender Wirbelschicht, Daten für "Texaco", "WKV-liegend" und "WKV-stehend" nach /88-4/, zitiert in /87-9/. Daten für "WKV-ZiWi" aus dieser Arbeit

"WKV-stehend" ist eine Verbesserung der "WKV-liegend" mit einem anderen Vergasungsapparat und einer deutlich besseren wärmetechnischen Verschaltung. Dieses Verfahren führt zu deutlich niedrigeren Produktkosten, die auch schon unter denen der autothermen "Texaco-Vergasung" liegen. Von den unterschiedlichen Varianten mit einem stehenden Gasgenerator wurde für diesen Vergleich dasjenige mit den niedrigsten Produktkosten und einer Vollvergasung der Kohle herangezogen.

„WKV-ZiWi“ ist das in dieser Arbeit vorgestellte Kohlevergasungsverfahren. Es bietet gegenüber „WKV-stehend“ zwei Vorteile, einmal hat das Verfahren eine bessere wärmetechnische Verschaltung, zum anderen wurde die Heißgastemperatur des Prozeßwärme-Hochtemperaturreaktors auf 1000 °C erhöht. Durch diese beiden verfahrenstechnischen Vorteile ergeben sich deutlich niedrigere Produktkosten als in allen anderen Kohlevergasungsverfahren.

Zur Einordnung der in Tab. 27 auf Seite 99 angegebenen Produktkosten sollen die Kosten/Heizwert gängiger Brenn- und Chemierohstoffe herangezogen werden. Eine Aufstellung dazu zeigt Tab. 28

Stoffart	Heizwert	Stand	Stoffpreis	Preis DM/GJ
Rohöl	40000 kJ/kg	Feb.1985	680 DM/t	19.50
Rohöl	40000 kJ/kg	Mai 1989	190 DM/t	5.45
Heizöl EL ¹	41868 kJ/kg	Mai 1989	42,- DM/hl	11.67
Heizöl EL ¹	41868 kJ/kg	1985	79.80 DM/hl	22.74
Importkohle	30000 kJ/kg	Mai 1989	90 DM/t	3.00
heimische Steinkohle	30000 kJ/kg	Mai 1989	280 DM/t	9.33
Benzin an der Tankstelle ¹	42500 kJ/kg	Mai 1989	1.30 DM/l	40.25
Erdgas an Industrie	---	1985	---	14.00
Strom	3600 kJ/kWh	Mai 1989	0.15 DM/kWh	41.67
Wasserstoff ²	119974 kJ/kg	Mai 1989	0.20-0.30 DM/m ³	18.51 - 27.77
Anmerkung: ¹) enthält die gesetzlich vorgeschriebenen Steuern ²) bei Abgabe an das west-deutsche Wasserstoffverbundnetz /89-3/				

Tab. 28. Preise von Brenn- und Chemierohstoffen: nach/87-13/88-16/89-5/

Wie aus den Preisen für das Rohöl in Tab. 28 deutlich zu sehen ist, unterliegen die Preise starken Schwankungen.

Wenn für die Vergasung statt der teuren heimischen Steinkohle die wesentlich billigere Importkohle als Vergasungsgrundstoff eingesetzt werden könnte, so ergäben sich Produktionskosten von 12.57 DM/GJ für Wasserstoff und Methan.

Bei einem Ansatz mit Kosten pro Heizwert, die für Wasserstoff um den Faktor 1.3 höher liegen als die des Methans, ergeben sich aus diesen Daten Wasserstoffkosten von 0.215 DM/m³ bei der Verwendung von heimischer Steinkohle und Wasserstoffkosten von 0.148 DM/m³ bei der Verwendung von Importkohle.

7.0 Zusammenfassung

Gegenstand dieser Arbeit war die verfahrenstechnische Auslegung einer nuklear beheizten Kohlevergasungsanlage unter besonderer Berücksichtigung des Wärmehaushaltes, die Erarbeitung und Verifikation eines neuen Berechnungsverfahrens für die Kinetik der Wasserdampf-Vergasung von Steinkohle in Wirbelschichten sowie eine Kostenabschätzung des vorgeschlagenen Verfahrens.

Im Rahmen des Projektes "Prototypanlage Nukleare Prozeßwärme" wurde unter der Vorgabe des Baus einer Pilotanlage ab 1979 ein Gasgenerator zur Wasserdampf-Vergasung von Steinkohle entwickelt, der mit einer Heißgastemperatur des Wärmeträgers Helium von 900 °C arbeiten sollte, obwohl die ursprünglichen Überlegungen von Heißgastemperaturen bis zu 1100 °C ausgegangen waren. Diese Temperaturbeschränkung war wegen der damaligen Hochtemperatur-Wärmetauscher-Werkstoffe gewählt worden. Aufgrund dieser niedrigen Wärmeträgertemperatur mußte auch die Reaktionstemperatur der Kohlevergasungsreaktion entsprechend niedrig gewählt werden. Dies führte zu einem Kohlevergasungsprozeß, der energetisch nicht optimal war und außerdem in großem Umfang das Koppelprodukt Strom lieferte.

Da inzwischen Wärmetauschermaterialien für Temperaturen bis zu 1000 °C ertüchtigt sind, wurde im Rahmen dieser Arbeit eine Kohlevergasungsanlage vorgeschlagen, die nicht nur durch eine Änderung einzelner Parameter des bereits entwickelten liegenden Gasgenerators bestimmt ist, sondern eine vollständige, insbesondere energetische, Neubewertung des Gasgeneratorkonzepts mit sich brachte.

Als wichtige Randbedingung wurde die Helium-Temperatur auf 1000 °C erhöht und so eine entsprechend höhere Reaktionstemperatur erzielt. Dies führt dazu, daß eine erhebliche Menge des Reaktionsmittels Wasserdampf eingespart werden kann und daher die eingesetzte Energie besser ausgenutzt werden kann.

Die Einzelkomponenten der neuen Vergasungsanlage entsprechen dem Stand der Technik, sind aber noch nicht in dieser Zusammenstellung verwendet worden.

Es ergaben sich zwei Schwerpunkte für die Arbeit. Es wurde eine neue Kohlevergasungsanlage entwickelt. Wegen der engen Kopplung der bisherigen Auslegungsdaten an Großexperimente, die im Rahmen dieser Arbeit nicht durchgeführt werden konnten, wurde eine neue Berechnungsmethode für die Geschwindigkeit der Kohleumsetzung erstellt und verifiziert.

Diese Berechnungsmethode zeichnet sich dadurch aus, daß zur Bestimmung der Geschwindigkeit der Kohleumsetzung in einer Wirbelschicht keine Vergasungsergebnisse aus großen Wirbelschichtanlagen benötigt werden, wie sie bei den bisherigen Auslegungen immer verwendet wurden. Dadurch waren die Freiheitsgrade bei der Auslegung natürlich auf die vorher durchgeführten Versuche beschränkt.

Dem neuen Verfahren genügen kinetische Daten aus Experimenten im Labormaßstab, die zwar für die jeweilige Kohlesorte vorliegen müssen, die aber nicht die Einflußparameter von Wirbelschichtanlagen enthalten.

Dazu wird der statistisch bestimmte Weg vieler einzelner Kohlepartikel durch einen oder mehrere Vergasungsapparate verfolgt. Es wird die Zusammensetzung der Gasatmo-

sphäre bestimmt, die diese einzelnen Partikel an jedem Ort umgeben. Mit der statistisch bestimmten Aufenthaltszeit der einzelnen Partikel an den jeweiligen Orten ergibt sich eine Umsetzung zwischen Kohle und Vergasungsmittel, die wiederum die Gasatmosphäre beeinflusst. Bei diesem Modell wurde die Zuordnung der statistisch verteilten Größen zu den einzelnen Kohlepartikeln durch einen Zufallszahlengenerator durchgeführt.

Die Verifikation dieses Modells geschah anhand von Daten zu Großversuchen in der halbtechnischen Wirbelschicht-Kohlevergasungsanlage der Bergbau-Forschung. Die Übereinstimmung mit den Versuchsdaten war außerordentlich gut, was umso erstaunlicher ist, als das Modell keine Anpassungsparameter enthält.

Die vorgeschlagene Kohlevergasungsanlage zeichnet sich dadurch aus, daß der Vergasungsrohstoff Kohle sowohl zum Wärmeträger Helium einerseits, als auch zum Vergasungsmittel Wasserdampf andererseits, im Gegenstrom geführt wird. Das Feststoff-Gas-Verhalten ähnelt dabei einem Verfahren, wie es die Firma Lurgi für die Kalzination von Tonerde einsetzt.

Der Kohlevergasungsprozeß besteht aus fünf Vergasungsstufen. Der Hauptvergaser ist einsträngig und die übrigen Anlagenteile sind zweisträngig ausgeführt. Vier der Vergasungsstufen werden durch das nuklear erhitze Helium beheizt, und eine Vergasungsstufe wird durch die fühlbare Wärme des entstehenden Produktgases sowie einen umlaufenden Massenstrom an bereits teilvergastem Koks beheizt.

Die Kohle wird der Vergasungsanlage durch eine Strahlaufgabe zugeführt und anschließend bei 700 °C pyrolysiert. Im Anschluß findet die eigentliche Vergasung bei Temperaturen von 790, 830, 890 und 930 °C statt. Der Umsatzgrad der Kohle beträgt 95 %.

Durch diese neuartige Kohlevergasungsanlage mit ihrer besseren Wärmeausnutzung und der höheren Wärmeträgertemperatur konnte der Kohleumsatz pro thermischer Leistung der nuklearen Wärme erzeugungsanlage drastisch erhöht werden. Von 73 (kg/h)/MW für die Basisauslegung des PNP-Projektes auf 234 (kg/h)/MW wurde mehr als der Faktor drei erreicht.

Dieser Unterschied schlug sich in verringertem Maße auch in den Produktkosten nieder, die zur Einordnung des Verfahrens abgeschätzt wurden. Das Verfahren wurde nicht in Bezug auf die Produktkosten hin optimiert, so daß hier eventuell noch ein gewisses Potential für Einsparungen vorhanden ist.

Es ergeben sich Kosten von 18.22 DM/GJ für die Vergasung von heimischer Steinkohle und 12.57 DM/GJ für die Vergasung von Importkohle. Als Produkt werden Wasserstoff zu 85 Vol% und Methan zu 15 Vol% aus dem Synthesegas erzeugt und abgetrennt.

Bei einem Ansatz, der die Kosten pro Heizwert des Wasserstoffs um das 1.3 fache höher als die des Methans bewertet, resultieren daraus Wasserstoffkosten von 0.215 DM/m³ bei der Vergasung von heimischer Steinkohle und Kosten von 0.148 DM/m³ bei der Vergasung von Importkohle.

8.0 Verzeichnis der verwendeten Symbole

Kleinbuchstaben

b	$\frac{J}{mol}$	Exponent der Abbrandabhängigkeit
c_{pG}	$\frac{J}{kg\ K}$	spezifische Wärmekapazität des Gases bei konstantem Druck
c_D	—	Widerstandsbeiwert
$(\rho c_p)_p$	$\frac{J}{m^3\ K}$	volumetrische Wärmekapazität der Partikel
\bar{c}_p	$\frac{J}{kg\ K}$	mittlere spezifische Wärmekapazität bei konstantem Druck
\bar{c}_p^0	$\frac{J}{kg\ K}$	mittlere spezifische Wärmekapazität bei Normaldruck
d	m	Durchmesser
d_p	m	Partikeldurchmesser
g	$\frac{m}{sec^2}$	Erdbeschleunigung
h	$\frac{J}{kg}$	Enthalpie
h	m	Höhenkoordinate
k_i	$\frac{1}{min}$	Reaktionsgeschwindigkeitskonstante oder Frequenzfaktor
k_i	$\frac{1}{min\ bar}$	Reaktionsgeschwindigkeitskonstante oder Frequenzfaktor
l_{frei}	m	freie Weglänge
ℓ	m	korrigierte frei Weglänge
m	kg	Masse
\dot{m}	$\frac{kg}{sec}$	Massenstrom
m_{Dsp}	$\frac{kg}{kg}$	spezifischer Dampfbedarf
m_0	kg	Anfangsmasse
m_{0i}	kg	Anfangsmasse eines Kohlepartikels
n	—	Verteilung der Anzahl der Kohleteilchen über dem Abbrand

n	—	Lastvielfache
\dot{n}	$\frac{mol}{sec}$	Molenstrom
n_V	$\frac{1}{m^3}$	Anzahl Partikel pro Volumen
P_i	$\frac{N}{m^2}$	Partialdruck
Pr	—	Prandtlzahl
r_i	$\frac{1}{min \cdot bar}$	Reaktionskonstante
r_i	$\frac{1}{min \cdot bar^2}$	Reaktionskonstante
\tilde{r}	$\frac{1}{min}$	modifizierte Reaktionskonstante
t	sec	Zeit
u	$\frac{m}{sec}$	Geschwindigkeit
u_B	$\frac{m}{sec}$	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit
u_G	$\frac{m}{sec}$	Leerrohrgasgeschwindigkeit
u_{mf}	$\frac{m}{sec}$	Minimalfluidisierungsgeschwindigkeit
u_P	$\frac{m}{sec}$	Feststoffgeschwindigkeit (Partikelgeschwindigkeit)
u_S	$\frac{m}{sec}$	Sinkgeschwindigkeit des Einzelkorns
u_{sl}	$\frac{m}{sec}$	Schlupfgeschwindigkeit zwischen Gas und Feststoff
u_T	$\frac{m}{sec}$	Geschwindigkeitsunterschied zwischen Gas und Feststoff
u_T	$\frac{m}{sec}$	Fallgeschwindigkeit
v_h	$\frac{m}{sec}$	Vertikalgeschwindigkeit
v_G	$\frac{m}{sec}$	wahre Gasgeschwindigkeit
v_P	$\frac{m}{sec}$	wahre Feststoffgeschwindigkeit
$w(X)$	—	Schwundwahrscheinlichkeit
z_i	m	Höhe des Umkehrpunktes des Lückengrades
z_0	m	charakteristische Länge für die Feststoffvermischung

z m Höhenkoordinate

griechische Buchstaben

$\alpha_{WP \max}$	$\frac{W}{m^2 K}$	maximale Wärmeübergangszahl Wand-Partikel
α_G	$\frac{W}{m^2 K}$	Gaskonvektive Wärmeübergangszahl Wand-Wirbelschicht
α_P	$\frac{W}{m^2 K}$	partikelkonvektive Wärmeübergangszahl Wand-Wirbelschicht
α_{Pi}	$\frac{W}{m^2 K}$	partikelkonvektive Wärmeübergangszahl einer Korngrößenfraktion
α_R	$\frac{W}{m^2 K}$	strahlungsbedingte Wärmeübergangszahl Wand-Wirbelschicht
α_{WB}	$\frac{W}{m^2 K}$	Wärmeübergangszahl Wand-Wirbelschicht
γ	—	Akkomodationskoeffizient
ε	—	Lückengrad, Gasvolumenanteil oder Porosität einer Wirbelschicht
ε'	—	Lückengrad am Kopf einer zirkulierenden Wirbelschicht
ε_a	—	Lückengrad am Boden einer zirkulierenden Wirbelschicht
ε_L	—	Lückengrad bei Lockerungsgeschwindigkeit
ε_{mf}	—	Lückengrad bei Minimalfluidisierung
ε_{Str}	—	effektive Emissionszahl bei der Strahlung
η	$\frac{kg}{m \cdot sec}$	dynamische Zähigkeit
η_G	$\frac{kg}{m \cdot sec}$	dynamische Zähigkeit des Gases
γ	—	Akkomodationskoeffizient
λ_G	$\frac{W}{m \cdot K}$	Wärmeleitfähigkeit des Gases
ϕ	$\frac{J}{kg}$	potentielle Energie
ψ_i	—	Gasvolumenanteil
ρ_f	$\frac{kg}{m^3}$	Dichte des Fluids
ρ_G	$\frac{kg}{m^3}$	Dichte des Gases

ρ_P	$\frac{kg}{m^3}$	Dichte der Partikel (des Feststoffes)
ρ_s	$\frac{kg}{m^3}$	Dichte des Feststoffs
σ_i	m^2	Stoßwirkungsquerschnitt der Partikel mit der Größenklasse i
σ	$\frac{W}{m^2 K^4}$	Strahlungskonstante
τ	$\frac{1}{min}$	mittlere Verweilzeit
τ_0	$\frac{1}{min}$	aus der Partikelbilanz gebildetet mittlere Verweilzeit
ϕ	$\frac{J}{kg}$	potentielle Energie
ψ_i	—	Gasvolumenanteil
ϕ	$\frac{J}{kg}$	potentielle Energie

Großbuchstaben

A	m^2	horizontale Querschnittsfläche
Ar	—	Archimedeszahl
C_K	—	Anpassungskonstante
E_{tot}	J	Gesamtenergie
E_0	$\frac{J}{mol}$	Aktivierungsenergie bei einem Abbrand von 0
$E(t)$	$\frac{1}{min}$	Verweilzeitverteilung
E	$\frac{J}{mol}$	Aktivierungsenergie
Fr	—	Froudezahl
H	m	Gesamthöhe einer Wirbelschicht
K_l	—	Verhältnis von Produktgas zu verbrauchtem Wasserdampf
M	$\frac{kg}{kmol}$	Molmasse
N_{ges}	—	Gesamtzahl an Kohleteilchen

N	—	Anzahl an Kohleteilchen
P_{ges}	$\frac{N}{m^2}$	Gesamtdruck
P	$\frac{N}{m^2}$	Druck
\dot{Q}	$\frac{J}{sec}$	Wärmestrom
Q	$\frac{kg}{m^3}$	Quelle
R_s	$\frac{1}{min}$	flächenbezogenen Reaktionsgeschwindigkeit
R_0	$\frac{1}{min}$	flächenbezogenen Reaktionsgeschwindigkeit bei einem Abbrand von 0
R	$\frac{J}{mol \ K}$	allgemeine Gaskonstante
Re_p	—	auf den Partikeldurchmesser bezogene Reynoldszahl
S	$\frac{kg}{m^3}$	Senke
T_m	K	mittlere Temperatur
T_u	K	Umgebungstemperatur
T	K	absolute Temperatur
V_{spez}	$\frac{m^3}{kg}$	spezifische Produktgaserzeugung
V_0	$\frac{m^3}{mol}$	Normvolumen
V	m^3	Volumen
\dot{W}	$\frac{J}{sec}$	mechanische Energie
X	—	Kohleabbrand oder Koksabbrand

griechische Buchstaben

ΔP	$\frac{N}{m^2}$	Druckdifferenz
Θ_i	—	Oberflächenbelegung
Λ	m	mittlere freie Weglänge
Φ	—	Verhältnis von eintretendem Gas zu eintretendem Wasserdampf

Θ_i — Oberflächenbelegung

Indizes

α Eintritt

ω Austritt

U Umgebungszustand

9.0 Stoffwerte

nach /87-8/88-4/

Als Referenzkohle wird eine Gasflammkohle des nördlichen Ruhrgebietes gewählt. Derartige Gasflammkohlen sind in der halbtechnischen Versuchsanlage der Bergbau-Forschung untersucht worden.

Nachfolgend sind die wesentlichen Analysedaten aufgeführt:

Kurzanalyse:

Wasser (roh)	9.0 Gew.-%
Asche (roh)	7.0 Gew.-%
Flüchtige Bestandteile (waf)	36.0 Gew.-%

Elementaranalyse: (wf)

C	78.02 Gew.-%
O	6.75 Gew.-%
H	4.79 Gew.-%
N	1.45 Gew.-%
S	1.30 Gew.-%
Cl	0.02 Gew.-%
Asche	7.49 Gew.-%

Heizwerte:

$H_{u,waf}$	33600 kJ/kg
$H_{u,wf}$	31016 kJ/kg
$H_{u,roh}$	28000 kJ/kg
Zündpunkt	232 °C
spez. Wärmekapazität	1.3389 kJ/(kg K)
Mahlbarkeit	37 °H (Hardgrove)

Analyse der Referenzasche

SiO_2	43.2 Gew.-%
Al_2O_3	27.8 Gew.-%
TiO_2	1.0 Gew.-%
Fe_2O_3	18.0 Gew.-%
CaO	2.6 Gew.-%
MgO	1.2 Gew.-%
Na_2O	1.2 Gew.-%
K_2O	2.7 Gew.-%
SO_3	2.1 Gew.-%
P_2O_5	0.2 Gew.-%

Siebanalyse:

Maschenweite	Durchgang in Gew.-% Körnung im Anlieferungszustand (gewaschene Feinkohle mit 20 % Flotationskonzentrat)	Durchgang in Gew.-% Einsatzkörnung für den WKV-Generator
6.3 mm	84.8	
5.0 mm	77.6	
3.15 mm	61.6	
2.0 mm	47.2	100.0
1.0 mm	32.2	99.5
0.5 mm	22.6	76.1
0.2 mm	13.4	36.3
0.1 mm	8.3	20.3
0.063 mm	5.9	12.0

10.0 Verzeichnis der Abbildungen

Abb. 1.	Autotherme Vergasung und Wasserstoffvergasung	3
Abb. 2.	Lurgi Festbettvergaser	4
Abb. 3.	Schematik des Winklergenerators	5
Abb. 4.	Flugstromvergaser nach Koppers-Totzek	6
Abb. 5.	Drei neuentwickelte autotherme Kohlevergasungsverfahren	7
Abb. 6.	Prinzip einer allothermen Kohlevergasung	9
Abb. 7.	Liegender Gasgenerator	9
Abb. 8.	Stehender Gasgenerator	11
Abb. 9.	AVR	13
Abb. 10.	THTR-300 Kernkraftwerk	14
Abb. 11.	Druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerung	15
Abb. 12.	Heizkraftwerk der Stadtwerke Duisburg	16
Abb. 13.	Kalzinierung von Tonerde	17
Abb. 14.	Ausdehnungsverhalten von Wirbelschichten	20
Abb. 15.	Zirkulierende Wirbelschicht	21
Abb. 16.	Schlupfgeschwindigkeit als Funktion des Feststoffanteils	23
Abb. 17.	Zustandsdiagramm nach Reh	24
Abb. 18.	Zustandsdiagramm nach Matsen	25
Abb. 19.	Phasendiagramm für Gas-Feststoff-Strömungen	27
Abb. 20.	Abbrandhemmung	41
Abb. 21.	Reaktionsgeschwindigkeit	42
Abb. 22.	Ein- und austretende Massenströme	50
Abb. 23.	AVR-Umbau	54
Abb. 24.	Gaszusammensetzung für den AVR-Umbau	55
Abb. 25.	Minimalfluidisierung	58
Abb. 26.	Kinetik der Vergasung	60
Abb. 27.	Fließbild der Vergasungsanlage	63
Abb. 28.	Venturireaktor	71
Abb. 29.	Feststoffaufheizer	72
Abb. 30.	Abbrandverteilung am Austritt aus dem Feststoffaufheizer	74
Abb. 31.	Gaszusammensetzung im Feststoffaufheizer	76
Abb. 32.	Hauptvergaser	77
Abb. 33.	Abbrandverteilung am Austritt aus dem Hauptvergaser	79
Abb. 34.	Gaszusammensetzung im Hauptvergaser	80
Abb. 35.	Abbrandverteilung des Kokes am Austritt aus dem Nachvergaser 1	82
Abb. 36.	Gaszusammensetzung im Nachvergaser 1	83
Abb. 37.	Abbrandverteilung des Kokes am Austritt aus dem Nachvergaser 2	84
Abb. 38.	Gaszusammensetzung im Nachvergaser 2	85
Abb. 39.	Nachvergaser	85
Abb. 40.	Aschekühler	86
Abb. 41.	Wasser-Dampf-Kreislauf	88
Abb. 42.	Heliumkreislauf	89
Abb. 43.	Wasserstoff-Methan-Produktionsanlage	90
Abb. 44.	Gesamtansicht der Kohlevergasungsanlage	92
Abb. 45.	Kohleumsatz pro HTR-Leistung	93
Abb. 46.	Grundschemata des verfahrenstechnischen Fließbildes	96

11.0 Verzeichnis der Tabellen

Tab. 1.	Relative Feststoffbilanz für die Pyrolyse	33
Tab. 2.	Grundreaktionen	34
Tab. 3.	Teilreaktionen	36
Tab. 4.	Bedeutung der Reaktionskonstanten	37
Tab. 5.	Reaktionskonstanten für GFK "Westerholt"	38
Tab. 6.	Modifizierte Reaktionsgeschwindigkeiten	40
Tab. 7.	Abkürzungen zu Gl.4-33	48
Tab. 8.	Gaszusammensetzung und Reaktionsenthalpie	49
Tab. 9.	Spezifische Wärme	50
Tab. 10.	Stoffbilanzen	51
Tab. 11.	Vergleich zwischen Messung und Rechnung	53
Tab. 12.	HTR und Heliumkreislauf	58
Tab. 13.	Werkstoffkennwerte von AC 66, nach /88-17/	61
Tab. 14.	Massenströme zum Fließbild	64
Tab. 15.	Relative Feststoffbilanz für die Vollvergasung	67
Tab. 16.	Wärmeübergang an die Wirbelschicht	68
Tab. 17.	Abmessungen der Hauptapparate	69
Tab. 18.	Auslegungsdaten der Strahlaufgabe	70
Tab. 19.	Gaszusammensetzung in der Pyrolysezone	71
Tab. 20.	Wärmetauscher des Feststoffaufheizers	73
Tab. 21.	Wärmetauscher des Hauptvergasers	78
Tab. 22.	Gaszusammensetzung im Hauptvergasers	80
Tab. 23.	Wärmetauscher der Nachvergasers 1 + 2	81
Tab. 24.	Gesamtbilanz eines Wasserstoff-Methan-Erzeugers	89
Tab. 25.	Investitionskosten	97
Tab. 26.	Ermittlung der Produktkosten	99
Tab. 27.	Vergleich der Produktkosten	99
Tab. 28.	Preise von Brenn- und Chemierohstoffen	100

12.0 Literaturverzeichnis

- /60-1/ **P. J. Bakker, P. M. Heertjes**
 "Porosity distributions in a fluidized bed"
 Chemical Engineering Science, 1960, Vol.12, 260/271
- /61-1/ **L. Reh**
 "Das Wirbeln von körnigem Gut im schlanken Diffusor als Grenz-
 zustand zwischen Wirbelschicht und pneumatischer Förderung"
 Dissertation, TH Karlsruhe 1961
- /62-1/ **O. Levenspiel**
 "Chemical Reaction Engineering"
 John Wiley & Sons, New York 1962
- /71-1/ **A. D. Randolph, M. A. Larson**
 "Theory of Particulate Processes"
 Academic Press, New York 1971
- /71-2/ **H. W. Schmidt**
 "Über den Verbrennungsverlauf in zirkulierender Wirbelschicht"
 Dissertation, Karlsruhe 1971
- /71-3/ **R. Schulten**
 "Die Anwendung nuklearer Energie für die Energieerzeugung der Zukunft"
 Erdöl und Kohle - Erdgas - Petrochemie 24 (1971) 5, 334/337
- /72-1/ **B. M. Jaworski, A. A. Detlaf**
 "Physik"
 Vieweg, Braunschweig 1972
- /72-2/ **L. Reh**
 "Wirbelschichtkalzination von Tonerde - ein neues wärmesparendes
 Verfahren"
 Metallgesellschaft
 Mitteilungen aus dem Arbeitsbereich, N.F. Heft 15 (1972)
- /73-1/ **W. Peters, H. Jüntgen, K.H. van Heck, P. Anton**
 "Zwischenbericht zur Beurteilung verfahrenstechnischer
 Alternativen der Wärmeübertragung"
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1973
- /73-2/ **D. Geldart**
 "Types of Gas Fluidization"
 Powder Technology, 7(1973) 285/292
- /73-3/ **R. Schulten, K. Kugeler, K.H. van Heck, H. Teggors**
 "Nukleare Prozeßwärme"
 KFA-IB-30-73
 Jülich 1973
- /74-1/ **L. Reh**
 in "Ullmanns Lexikon der technischen Chemie"
 Kapitel "Wirbelschichtreaktoren für nichtkatalytische Reaktionen"
 Verlag Chemie, Weinheim 1974
- /74-2/ **G. Hochgesand**
 in "Ullmanns Lexikon der technischen Chemie"
 Kapitel "Kohle, Gaserzeugung aus Kohle und Kohlenwasserstoffen"
 Verlag Chemie, Weinheim 1974
- /75-1/ **E. Schmidt, K. Stephan, F. Mayinger**
 "Technische Thermodynamik"
 Springer-Verlag, Berlin 1975
- /76-1/ **PNP**
 "Statusbericht zum Ende der Konzeptphase"
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1976

- /76-2/ **J. Yerushalmi, D. H. Turner, A. M. Squires**
 "The fast Fluidized Bed"
 Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., 15(1976) No.1
- /77-1/ **L. Reh**
 "Auswahlkriterien für nichtkatalytische
 Gas/Feststoff-Hochtemperaturreaktoren"
 Chem.-Ing.-Tech. 49(1977) 10 786/795
- /77-2/ **E. Böhm, L. Plass**
 "Die Aluminiumfluorid-Synthese als Beispiel für Gas/Feststoff-
 Reaktionen in expandierten Wirbelschichten"
 Chem.-Ing.-Tech. 48(1976)4 341
- /78-1/ **A. Barnerjea, K. Hammeke, N. Hüpping, H. E. Kippke, A. Stoehr**
 "Thermodynamische Stoffwerte von Helium im Bereich von 20 bis 1500 °C und 1 bis 100 bar"
 Jül-1562
 KFA-Jülich 1978
- /78-2/ **J. Yerushalmi, N. T. Cankurt**
 "High-Velocity fluid beds"
 Chemtech September 1978 S.564
- /78-3/ **V. Petrovic**
 "Messung und Berechnung des Wärmeübergangs von einem Heizrohr
 an eine Kohlewirbelschicht in Wasserdampf und Inertgas"
 Dissertation, Aachen 1978
- /78-4/ **N. T. Cankurt, J. Yerushalmi**
 "Gas backmixing in High Velocity Fluidized Beds"
 Fluidization
 Cambridge University Press, 1978
- /79-1/ **M. Heyde, H.-J. Klocke**
 "Wärmeübergang zwischen Wirbelschicht und Wärmetauschereinbauten"
 Verfahrenstechnik 13(1979) 11
- /79-2/ **J. Yerushalmi, N. T. Cankurt**
 "Further Studies of the Regimes of Fluidization"
 Powder Technology, 24,(1979) 187/205
- /79-3/ **H. Helmrich**
 "Reaktionstechnische Untersuchungen chemischer Reaktoren insbesondere
 zirkulierender Wirbelschichtreaktoren zur Durchführung
 nichtkatalytischer Gas/Feststoff-Reaktionen"
 Habilitationsschrift, U Hannover 1979
- /80-1/ **R. R. Rajan, C.Y. Wen**
 "A comprehensive Model for Fluidized Bed Coal Combustors"
 AIChE Journal (Vol.26, No.4)
- /80-2/ **P. Arendt**
 "Entgasung und hydrierende Vergasung von Steinkohlen im Druckbereich von
 0.1 bis 90 bar bei Aufheizgeschwindigkeiten von 10^2 bis 10^3 K/sec"
 Dissertation, TH Aachen 1980
- /80-3/ **H. Martin**
 "Über die Mechanismen der Wärmeübertragung zwischen
 Gas-Feststoff-Wirbelschichten und festen Wänden"
 Habilitationsschrift, TH Karlsruhe 1980
- /80-4/ **A. A. Avidan**
 "Bed Expansion and Solid Mixing in High Velocity Fluidized Beds"
 Ph.D.-Thesis, City University of New York 1980
- /81-1/ **J. Yerushalmi**
 "Circulating Fluidized Bed Boilers"
 Fuel Processing Technology, 5(1981) 25/63

- /81-2/ **Y. Li, B. Chen, F. Wang, Y. Wang, M. Guo**
 "Rapid Fluidization"
 International Chemical Engineering (Vol.21, No.4)
- /81-3/ **H. Jüntgen, K. H. van Heek**
 "Kohlevergasung"
 Verlag Karl Thieme, München 1981
- /81-4/ **K.-F. Knoche**
 "Technische Thermodynamik"
 Vieweg, Braunschweig 1981
- /81-5/ **I. N. Bronstein, K. A. Semendjajew**
 "Taschenbuch der Mathematik"
 Verlag Harri Deutsch, Thun und Frankfurt/Main 1981
- /81-6/ **Hrsg. W. Beitz, K.-H. Küttner**
 "Dübel, Taschenbuch für den Maschinenbau"
 Springer-Verlag, Berlin 1981
- /82-1/ **A. A. Avidan, J. Yerushalmi**
 "Bed Expansion in High Velocity Fluidization"
 Powder Technology, 32(1982) 223/232
- /82-2 / **K. H. van Heek, H. Jüntgen, W. Peters**
 "Wasserdampfvergasung von Kohle mit Hilfe von
 Prozeßwärme aus Hochtemperatur-Kernreaktoren"
 Atomenergie/Kerntechnik, 40(1982)4 S.225
- /82-3/ **D. R. Roock**
 "Technology Overview: Circulating Fluidized-Bed Combustion"
 CGA Corporation, Bedford, Massachusetts, USA
- /82-4/ **J. Werther**
 "Grundlagen der Wirbelschichttechnik"
 Chem.-Ing.-Tech.54(1982) 10 876/883
- /82-5/ **J. Hartung, B. Elpelt, K.-H. Klösener**
 "Statistik"
 Verlag R. Oldenbourg, München 1982
- /82-6/ **H. Kubiak**
 "Modellierung einer allothermen Wasserdampfvergasung in einer Wirbelbett rinne"
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1982
- /82-7/ **PNP**
 "Referenzkonzept der Prototypanlage Nukleare Prozeßwärme PNP"
 Band 3
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1982
- /82-8/ **Y. Li, B. Chen, F. Wang, Y. Wang**
 "Hydrodynamik Correlations for Fast Fluidization"
 Proc. Conf. Fluidization, Hangsho, (1982), S.124/134
- /83-8/ **J. M. Matsen**
 "Mechanisms of Choking and Entrainment"
 Powder Technology, 32 (1982) 21/33
- /83-1/ **M. Rues**
 "Aufbau und Charakterisierung einer zirkulierenden
 Wirbelschicht im halbtechnischen Maßstab"
 Dissertation, U Hannover 1983
- /83-2/ **H.-J. Mühlen**
 "Zum Einfluß der Produktgase auf die Kinetik der
 Wasserdampfvergasung in Abhängigkeit von Druck und Temperatur"
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1983

- /83-3/ **U. Renz**
 "Grundlagen der Wärmeübertragung"
 Vorlesungsumdruck
 TH Aachen, Institut für Wärmeübertragung und Klimatechnik 1983
- /83-4/ **R. Rautenbach**
 "Verfahrenstechnik I II"
 Vorlesungsumdruck
 TH Aachen, Institut für Verfahrenstechnik 1983
- /84-1/ **H. Martin**
 "Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles
 and the Surfaces of Immersed Heat Exchanger Elements"
 Chem.Eng.Process., 18(1984) 157/169 and 199/223
- /84-2/ **G. Chrysostome, M. Marcellin, Y. Molodtsov, J. F. Large**
 "Improvement of Heat Transfers in Circulating Fluidized Beds"
 Combustion and Heat Recovery, 1984 S.146/159
- /84-3/ **J. Werther**
 "Mathematische Modellierung von Wirbelschichten"
 Chem.-Ing.-Tech.56(1984) 3 187/196
- /84-4/ **R. Rautenbach**
 "Chemische Verfahrenstechnik"
 Vorlesungsumdruck
 TH Aachen, Institut für Verfahrenstechnik 1984
- /84-5/ **IAEA**
 "Status and Prospects for Gas-Cooled Reactors"
 Technical Report Series No.235
 International Atomic Energy Agency, Vienna 1984
- /84-5/ **L. Prandtl, K. Oswatich, K. Wiegardt**
 "Führer durch die Strömungslehre"
 Vieweg, Braunschweig 1984
- /84-6/ **R. Schulten, K. Kugeler, W. Fröhling**
 "Applications of Nuclear Process Heat"
 Progress in Nuclear Energy 14(1984)3 227/268
- /84-7/ **PNP**
 "Wasserdampfvergasung von Kohle"
 Abschlußbericht
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1984
- /84-8/ **H. Barnert, R. Schulten**
 "Der Hochtemperaturreaktor"
 Druckschrift der Kernforschungsanlage Jülich
- /84-5/ **Stadtwerke Duisburg**
 "Heizkraftwerk I"
 Firmenschrift
 Duisburg, 1984
- /85-1/ **Y. Jianhong, K. Schügerl**
 "Development of a Relationship for Solid Recirculation
 in a Highly Expanded (Fast) Circulating Fluidized Bed"
 Chem.Eng.Process.,19(1985) 297/301
- /85-2/ **editor P. Basu**
 "Circulating Fluidized Bed Technology"
 Conference Nov.1985
 Pergamon, New York 1986
- /85-3/ **M. Vervuert**
 "Zur modellmäßigen Erfassung der Kammerverkokung als
 wärmetransportbestimmte Reaktion"
 Dissertation, TU Berlin 1985

- /85-4/ U. Renz**
 "Wärme- und Stoffaustausch bei der Verbrennung"
 Vorlesungsumdruck
 Th Aachen, Institut für Wärmeübertragung und Klimatechnik
- /86-1/ P. Basu, D. Subbarao**
 "An Experimental Investigation of Burning Rate and Mass
 Transfer in a Turbulent Fluidized Bed"
 Combustion and Flame, 66(1986) 261/269
- /86-2/ M. Günaltay**
 "Zur rechnerischen Modellierung und Simulation von Kristallisatoren"
 Dissertation, TH Aachen 1986
- /86-3/ B. I. Shatalov**
 "Some Aspects of Nature of Fluidized Beds"
 aus Khimicheskaya Promyshlennost
 Soviet Chemical Industry, 18(1986) 41/44
- /86-4/ M. A. Bergougnou, C. L. Briens, D. Kunii**
 "Design Aspects of Industrial Fluidized Bed Reactors"
 ?
- /86-5/ D. Geldart, M. Rhodes**
 "Developments in fluidisation "
 The Chemical Engineer, February 1986
- /86-6/ V. Zakkay, K. M. Sellakumar, R. Radhakrishnan, J.D. McClung**
 "Vertical Heat Exchanger for High Pressure Fluidized Bed Coal Combustors"
 Energy Progress, 6(1986) S.248
- /86-7/ D. Subbarao, P. Basu**
 "A model for heat transfer in circulating fluidized beds"
 Int.J.Heat Mass Transfer. , 29(1986) 487/489
- /86-8/ editors K. Østergaard, A. Sørensen**
 "Fluidization V"
 Conference 1986
 Engineering Foundation, New York 1986
- /86-9/ GVC**
 "Technik der Gas/Feststoff-Strömung"
 Tagung Dez.1986
 VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen 1986
- /86-10/ J. Werner, H. Barnert, J. Singh**
 "Untersuchungen zur Wasserdampf-Kohlevergasung bei erhöhten Temperaturen"
 KFA-IRE-IB-8/86
 KFA-Jülich 1986
- /86-11/ W. Schumacher**
 "Zur Kinetik und zum Mechanismus der Kalium-katalysierten Wasserdampfvergasung"
 Bergbau-Forschung GmbH, Essen 1986
- /86-12/ E.-U. Hartge, J. Werther**
 "Strömungsstrukturen in zirkulierenden Wirbelschichten"
 Chem.-Ing.-Tech. 58(1986)8 688/689
- /86-13/ F. Asinger**
 "Methanol, Chemie- und Energierohstoff"
 Springer Verlag, Berlin 1986
- /86-14/ H. Kalwitzky**
 "Gaszusammensetzungen und Reaktionsgeschwindigkeiten"
 Telefax
 Bergbau-Forschung Essen, 18.6.1986

- /86-15/ H. Barnert**
 "Der Verbund von Kohle Stahl und Kernenergie"
 Jül-2085
 KFA-Jülich 1986
- /86-16/ H. Barnert**
 "Erläuterung zur Aufgabenstellung"
 mündliche Mitteilung
 Kernforschungsanlage Jülich Oktober 1986
- /87-1/ O. M. Todes**
 "Models of Fluidized Bed Structure"
 aus Khimicheskaya Promyshlennost
 Soviet Chemical Industrie, 19(1987) 48/54
- /87-2/ K. V. Jacob, A. W. Weimer**
 "High-pressure Particulate Expansion and Minimum Bubbling of fine Carbon Powders"
 AIChE Journal, 33(1987)10 S.1698
- /87-3/ M. J. Rhodes, D. Geldart**
 "A Model for the Circulating Fluidized Bed"
 Powder Technology, 53(1987) 155/162
- /87-4/ V. Weiß, F. N. Fett, H. Helmrich, K. Janssen**
 "Mathematical Modelling of Circulating Fluidized Bed Reactors
 by Reference to a Solid Decomposition Reaction and Coal Combustion"
 Chem.Eng. Process.,22(1987) 79/90
- /87-5/ G. Daradimos, W. Frank, P. Koch, W. Heinrich**
 "Auslegung, Konstruktion und sicherheitstechnische "
 Anforderungen der Zirkulierenden Wirbelschicht"
 VGB Kraftwerkstechnik 67(1987) S.450
- /87-6/ T. Hoffmann**
 "Einfluß der Produktgase auf die Wasserdampfvergasung
 eines Kokes bei 20 und 40 bar"
 Diplomarbeit, Essen 1987
- /87-7/ T. Wacker**
 "Überschlägige Auslegung der Gaserzeugung für das
 WKV-Verfahren am erweiterten AVR"
 Studienarbeit, Institut für Reaktorentwicklung TH Aachen 1987
- /87-8/ H. Barnert, J. Singh, H. Hohn et al.**
 "Untersuchung zur Wasserdampf-Kohle-Teilvergasung in einem
 primärheliumbeheizten stehenden Gasgenerator"
 Jül-2151
 KFA-Jülich 1987
- /87-9/ H. Barnert, J. Singh, H.-F. Nießen et al.**
 "Potential-Studie zur Kohleveredelung durch Wasserdampf-Kohle-
 Vergasung (WKV) mit Hochtemperaturreaktor-(HTR)-Wärme"
 Jül-2131
 KFA-Jülich 1987
- /87-10/ V. Weiß**
 "Mathematische Modellierung zirkulierender Wirbelschichten für die Kohleverbrennung"
 Dissertation, UGH Siegen 1987
- /87-11/ B. Bonn**
 "Kohlenverwendung und Kohlenveredelung"
 BWK 39(1987)4 S.145
- /87-12/ K. Hilligardt, J. Werther**
 "Zum Einfluß von Wärmeaustauscher-Einbauten auf die
 Strömungsmechanik von Gas/Feststoff-Wirbelschichten"
 Chem.-Ing.-Tech. 59(1987)7 596/597

- /87-13/ **A.D. Neu**
 "Subventionen im deutschen Steinkohlenbergbau"
 ZFE 3/87, 159/174
- /88-1/ **S. Fukusako, S. Ishiguro, N. Seki**
 "Heat-transfer characteristics from a bundle of horizontal tubes immersed in aggregative fluidized bed"
 Wärme- und Stoffübertragung 22(1988) 13/22
- /88-2/ **M. Rost, K. H. van Heck, K. Knop**
 "Umweltfreundliche Stromerzeugung durch Einsatz der allothermen Kohlevergasung nach dem MBG-Verfahren"
 VGB Kraftwerkstechnik 68(1988) S.461
- /88-3/ **VDI**
 "Wärmeatlas"
 VDI-Verlag, Düsseldorf 1988
- /88-4/ **ROeG**
 "Studie zur Kohlevergasung mit nuklearer Prozeßwärme"
 Abschlußbericht, Kurzfassung
 BMFT, Bonn 1988
- /88-5/ **editor W. C. Yang**
 "Fluidization Engineering: Fundamentals and Applications"
 AIChE Symposium Series 262 Vol.84(1988)
- /88-6/ **VGB**
 "Wirbelschichtfeuerung und Dampferzeugung 1988"
 Tagungsbericht
 VGB-TB 210
- /88-7/ **K. Lucas, M. Schügnitz, P. Göhler**
 "Ein Vergleich von Kohlevergasungsverfahren unter Druck in der Flugstaubwolke"
 Chem. Techn., 40 (1988) 7, 277
- /88-10/ **ZAM**
 "Zufallszahlengenerator RNGUM, M=1"
 Mathematische Bibliothek des Zentralinstituts für angewandte Mathematik
 Jülich, 1988
- /88-11/ **H. Kubiak**
 "Wirbelbettdichte"
 mündliche Mitteilung
 Bergbau-Forschung Essen, 29.6.1988
- /88-12/ **H. Kubiak, H.-J. Mühlen**
 "Teerbildung, Erosion"
 mündliche Mitteilung
 Bergbau-Forschung Essen, 27.9.1988
- /88-13/ **H. Hohn, H. Barnert, J. Singh, J. Werner**
 "Gasgenerator zur Wasserdampf-Kohle-Vergasung"
 Aktenzeichen P 38 09 265.4-24
 Patentanmeldung, 19.3.1988
- /88-14/ **H. Barnert, J. Singh**
 "Design Evaluation of a Small High-Temperature Reactor for Process Heat Applications"
 Nuclear Engineering and Design 109 (1988) 245-251
- /88-15/ **R. Berger-Rossa**
 "Rückhaltung und Umverteilung von Spaltprodukten im Core und im Primärkreislauf von Hochtemperaturreaktoren bei hypothetischen Störfälleereignissen"
 Jül-2188
 KFA Jülich 1988
- /88-16/ **Statistische Bundesamt**
 "Statistisches Jahrbuch 1988"

- /88-17/ Mannesmann Edelstahlrohr GmbH**
 "Der hochtemperaturkorrosionsbeständige Werkstoff AC 66"
 Werkstoffkatalog
 Düsseldorf 1988
- /89-1/ VDI-GET**
 "Druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerung"
 VDI Bericht 715
 VDI Verlag, Düsseldorf 1989
- /89-2/ H. Kubiak**
 "Wirbelbettdichte"
 mündliche Mitteilung
 Bergbau-Forschung Essen, 7.2.1989
- /89-3/ G. Beckmann**
 "Wasserstoffpreise"
 mündliche Mitteilung
 Hüls AG Marl, 3.5.1989
- /89-4/ ABB Carbon AB**
 "PFBC Newsletter"
 Firmenschrift
 Finspong, Sweden, 1989
- /89-5/ E. Thöne, A. Voß**
 "Energiewirtschaftliche Gesamtsituation"
 BWK 41(1989) 4, 131/136
- /89-6/ B. S. Gupta, T. K. Datta**
 "Mathematical Modelling and Monte Carlo Simulation of CSD
 in Continuous Urea Crystallisers"
 Calcutta, India
 Chem.-Ing.-Tech. 61(1989)4, 336/337
- /89-7/ VDI-Gesellschaft Energietechnik**
 "AVR - 20 Jahre Betrieb"
 Tagung Aachen, Mai 1989
 VDI Berichte 729, Düsseldorf 1989

